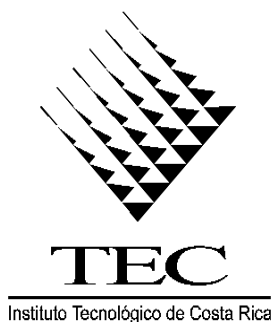


**INSTITUTO TECNOLÓGICO DE COSTA RICA**

**ESCUELA DE BIOLOGÍA**



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE  
AGUAS RESIDUALES DE CAFÉ EN EL BENEFICIO DE  
COOPRONARANJO R.L.**

*Informe del proyecto de graduación para optar por el grado de Bachiller en  
Ingeniería en Biotecnología.*

**Franger Acuña Acuña**

**Cartago, Enero 2002.**

***Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales de café en el  
Beneficio de Coopronaranja R.L.***

*Informe presentado a la Escuela de Biología del Instituto Tecnológico  
de Costa Rica por **Franger Acuña Acuña** como requisito parcial para  
optar por el título de bachiller en Ingeniería en Biotecnología.*

***Miembros del Tribunal.***

---

Msc. Alma Deloya Martínez.  
Profesora Guía.

---

Ing. Félix Rojas B.  
Lector.

---

Ing Lilliana Gaviria.  
Lector.

***Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales de café en el  
Beneficio de Coopronaranja R.L.***

*Informe presentado a la Escuela de Biología del Instituto Tecnológico  
de Costa Rica por **Franger Acuña Acuña** como requisito parcial para  
optar por el título de bachiller en Ingeniería en Biotecnología.*

***Miembros del Tribunal.***

---

Msc. Alma Deloya Martínez.  
Profesora Guía.

---

Ing. Félix Rojas B.  
Lector.

---

Ing Lilliana Gaviria.  
Lector.

## **RESUMEN**

El sistema de tratamiento de aguas residuales del beneficio de la Coopronaranjo R.L, está constituido por un sedimentador, un tamiz, una laguna de homogeneización, un tanque de mezcla y finalmente un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA).

Los análisis fisicoquímicos se realizaron en el laboratorio del beneficio, algunas muestras fueron enviadas al laboratorio del ICAFE.

Se evaluó la eficiencia del RAFA en términos de DQO, DBO, Tiempo de Retención Hidráulica, Carga orgánica e hidráulica, así como en el control de algunos parámetros fisicoquímicos como pH, Temperatura y Sólidos Sedimentables.

Los resultados indicaron que aunque el reactor tiene altos porcentajes de eficiencia de remoción de materia orgánica, según los parámetros de diseño, presentó bajas cargas orgánicas e hidráulicas, así como Tiempos de Retención Hidráulicos muy prolongados.

El efluente del reactor cumplió con todos los parámetros fisicoquímicos normados en el país, excepto en la cantidad de sólidos sedimentables, presentándose lavado de lodos y formación de lodos punta de alfiler por un inadecuado arranque del reactor.

Palabras Claves: DQO; DBO, Afluente, efluente, RAFA.

## **ABSTRACT**

One sedimentator, one fine sieve, a homogenization lagoon, a mixture tank, and finally a Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) form the wastewater treatment system of the company Coopronaranjo R.L.

The efficiency of the UASB was evaluated in terms of BDO, QDO, Time of Hydraulic Residence, Hydraulic load, Organic load, thus as in the control of some physico-chemistries parameters such as pH, temperature, and sediment solids.

The results indicates that although the UASB has high percentages of organic material remotion efficiency, presented low organic and hydraulic loads, thus as high times of Hydraulic Residence.

The final effluent was lower than the physico-chemistries parameter maximum score, except in the quantity of sediment solids, presenting washed mud and the formation of pinpoint mud by an inadequate reactor start.

Key Words: BDO, QDO, effluent, influent, and reactor.

**DEDICATORIA**

*A mi familia, por todo el esfuerzo que significaron  
los años de estudio en el Instituto Tecnológico.*

*Franger Acuña A.*

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios, por darme la capacidad de concluir con éxito mi Bachillerato Universitario.

A mi tutora, la Msc. Alma Deloya M, por guiarme durante el desarrollo del proyecto, y por todos los conocimientos que adquirí gracias a su ayuda.

A todos mis familiares que de una u otra forma contribuyeron a la realización de la tesis.

Al personal del laboratorio del ICAFE, por la realización de algunos análisis fisicoquímicos.

Al personal de la Coopronaranja R.L, por brindarme la oportunidad de realizar mi proyecto en sus instalaciones, a los compañeros de trabajo en el reactor y la tostadora, por su amistad y apoyo durante mi permanencia en el Beneficio.

A todos los profesores (as) que contribuyeron en mi formación académica, en especial a la Escuela de Biología del ITCR por las facilidades que me brindaron y por el espíritu emprendedor que siempre vi reflejado en ellos.

## ÍNDICE GENERAL

CONTENIDO	PÁGINA
RESUMEN .....	I
DEDICATORIA .....	II
AGRADECIMIENTOS .....	III
ÍNDICE GENERAL .....	IV
ÍNDICE DE CUADROS .....	V
ÍNDICE DE FIGURAS .....	VI
ÍNDICE DE ANEXOS .....	VI
INTRODUCCION .....	1
JUSTIFICACIÓN .....	3
OBJETIVO GENERAL .....	4
OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	4
MARCO TEÓRICO .....	5
El Agua Residual Del Café Y El Proceso Anaerobio.....	6
El Proceso De Un Reactor Anaerobio De Flujo Ascendente (RAFA). .....	8
Algunos parámetros que deben tomarse en cuenta para el buen funcionamiento de un RAFA. ....	10
METODOLOGÍA.....	14
RESULTADOS .....	15
DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA:.....	31
DESCRIPCIÓN DEL ARRANQUE.....	32
DISCUSIÓN .....	34
Arranque del reactor .....	34
DQO y DBO. ....	35
pH .....	36
Perfiles de pH .....	37
Alcalinidad y AGV's.....	37
Temperatura.....	39
Sólidos Sedimentables y Sólidos Volátiles .....	40
Carga Orgánica y Carga Hidráulica.....	42
Velocidad de Flujo Vertical.....	44
Prueba de Actividad Metanogénica.....	45
Alternativas para el tratamiento de los lixiviados. ....	45
CONCLUSIONES.....	47
RECOMENDACIONES .....	49
BIBLIOGRAFÍA .....	51
ANEXOS.....	53

## ÍNDICE DE CUADROS

<b>Cuadro 1.</b> DQO de entrada y salida del Reactor con su respectivo porcentaje de eficiencia.	15
<b>Cuadro 2.</b> Valores promedio de pH del agua de entrada (afluente) y salida (efluente) del reactor.	16
<b>Cuadro 3.</b> Perfiles de pH en los módulos del reactor, obtenidos a 20 y 40 cms de profundidad.	17
<b>Cuadro 4.</b> AGV y Alcalinidad en el efluente del reactor.	18
<b>Cuadro 5.</b> pH del afluente crudo, Alcalinidad (mg CaCO <sub>3</sub> ) del efluente del reactor, y gasto de NaOH (Soda Cáustica) Kg/día según las horas de trabajo en el reactor.	19
<b>Cuadro 6.</b> Valores promedios de temperatura (°C) del agua de entrada y salida del reactor.	20
<b>Cuadro 7.</b> Valores promedios de Sólidos Sedimentables (Ssed ml/L) del agua de entrada y salida del reactor.	21
<b>Cuadro 8.</b> Caudal (Q), Carga Hidráulica (CH) y Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) del agua tratada en el reactor.	22
<b>Cuadro 9.</b> Caudal (Q), horas laboradas y Velocidad de Flujo Superficial (VFS), del agua que entró al reactor.	23
<b>Cuadro 10.</b> Fanegas de café procesadas, Caudal (Q), Carga Orgánica (Kg DQO/d) y Carga Orgánica Volumétrica (Kg DQO/m <sup>3</sup> <sub>reactor</sub> /d del reactor durante determinado período de la cosecha 2001-2002.	24
<b>Cuadro 11.</b> Carga Orgánica Volumétrica (Kg DQO/m <sup>3</sup> <sub>reactor</sub> /d), y Carga Eficiente (Kg DQO/m <sup>3</sup> <sub>reactor</sub> /d ) según % Eficiencia de Tratamiento del reactor.	25
<b>Cuadro 12.</b> Incremento porcentual de Carga Orgánica que entró al reactor expresado como Carga Volumétrica (Kg/m <sup>3</sup> /d)	26
<b>Cuadro 13.</b> Mililitros de metano (CH <sub>4</sub> ) producidos durante la Prueba de Actividad Metanogénica. Reactor de la Coopronaranjo R.L.	27
<b>Cuadro 14.</b> Sólidos Volátiles y Fracción Volátil, presente en el lodo del reactor.	28
<b>Cuadro 15.</b> Análisis de lodo del módulo número 2 del RAFA.	29
<b>Cuadro 16.</b> Velocidad de sedimentación del lodo del reactor.	29
<b>Cuadro 17.</b> Velocidades teóricas de sedimentación según tipo de lodo.	29
<b>Cuadro 18.</b> DQO y DBO <sub>5</sub> del agua de entrada y salida, y porcentaje de eficiencia en el reactor.	29
<b>Cuadro 19.</b> DQO del afluente (DQO <sub>a</sub> ), DQO del efluente (DQO <sub>e</sub> ), DQO filtrada (DQO <sub>F</sub> ), y DQO suspendida (DQO <sub>ss</sub> ) del efluente del reactor, Sólidos Sedimentables y pérdida o ganancia de lodo.	30



## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Esquema de la estructura de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente. ....	9
<b>Figura 2.</b> Vista lateral de un módulo del Reactor. ....	9
<b>Figura 3.</b> Incremento porcentual de la Carga Orgánica del Reactor. ....	27
<b>Figura 4.</b> Gráfico de la Actividad Metanogénica del Reactor, determinada durante 20 días. .....	28

## ÍNDICE DE ANEXOS

<b>Anexo 1.</b> Esquema del recorrido del agua antes de entrar al reactor. ....	54
<b>Anexo 2</b> ..... Parámetros de análisis obligatorio y valores límites permitidos para el vertido de aguas residuales de café.....	55
<b>Anexo 3.</b> ..... Técnicas de análisis. ....	55

## EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE CAFÉ EN EL BENEFICIO DE COOPRONARANJO R.L

### INTRODUCCION

La producción de café es la actividad agroindustrial de mayor tradición en Costa Rica, de gran importancia en la conformación social y económica de esta nación (Blanco, 1999). En el país el cultivo y beneficiado del café se ha localizado en los valles intermontanos, donde compite con el crecimiento urbano y con el desarrollo industrial.

El procesamiento del café mediante beneficiado húmedo es fundamental para mantener y destacar la excelente calidad del café que proviene de nuestros valles y cordilleras (Vásquez, 1997). No obstante, dicha importancia se contrapone a los costos ambientales que tradicionalmente ha traído consigo el beneficiado de café, en términos de contaminación de los ecosistemas, alto consumo de agua y uso ineficiente de los insumos energéticos. Estos problemas, aunados a la presión cada vez mayor de diversas organizaciones que velan por la conservación de los recursos naturales, motivaron al sector cafetalero a emprender la búsqueda de soluciones que permitan el desarrollo sostenible de su actividad, sin afectar negativamente su productividad y la calidad final del grano (Blanco, 1999). En estas zonas hay una permanente búsqueda de fuentes de agua limpia, y una preocupación por la disposición adecuada de las aguas residuales y desechos de toda actividad humana (Vásquez, 1997).

Los pequeños y medianos productores-beneficiadores, así como las grandes centrales o empresas beneficiadoras, con el apoyo de instituciones rectoras del país y la participación de suplidores de servicios técnicos y de maquinaria, han iniciado un proceso gradual de reconversión para descontaminar el beneficiado de café, fundamentándose en un cambio de actitud que conduce a modificaciones en la producción, las cuales permiten reducir el impacto negativo sobre el medio ambiente, disminuir los costos de operación, mejorar los rendimientos y mantener una adecuada calidad (Blanco, 1999).

Es así como se pretende llegar más allá del concepto de un beneficiado ecológico del café, junto al diseño y la reconversión de los sistemas involucrados basándose en ciertos principios como lo son:

- Limitar el consumo de agua.
- Fomentar un mejor aprovechamiento del agua mediante su recirculación.
- Separar los sólidos suspendidos en el agua residual.
- Eliminar la materia orgánica disuelta en el agua residual
- Aprovechar los desechos orgánicos.
- Optimizar el uso de la energía.

La preocupación por solucionar el problema con recursos propios (naturales, humanos, tecnológicos y financieros), llevó a la empresa Coopronaranja R.L, a implementar un eficiente sistema de tratamiento de aguas residuales, en este caso, el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA). Perfilándose como una de las tecnologías ideales para el tratamiento de las aguas producto del beneficiado

## **JUSTIFICACIÓN**

Actualmente, gracias a la gran presión ecológica presente en la sociedad, se ha logrado el establecimiento de tecnologías limpias controladas a través de modificaciones recientes en la Legislación Ambiental Nacional, lo que ha permitido en gran magnitud un cambio en el sistema de producción del beneficiado.

El beneficiado húmedo se denomina así porque se requiere agua para realizar las operaciones de transporte, clasificación del grano maduro, remoción del mucílago, despulpado y sobre todo en el lavado, presenta el problema de que ya ésta agua no es limpia, puesto que contienen pulpa, mucílago u otras sustancias que afectan el resto de agua del río; dándole un color marrón, mal sabor y olor, además de provocar la muerte de peces por falta de oxígeno. Esta afectación de la calidad del agua, es lo que se conoce como contaminación. Actualmente, la magnitud del problema de contaminación ambiental que genera la actividad cafetalera en las zonas de mayor importancia socioeconómica, obliga a todos los sectores involucrados a investigar a fondo sus consecuencias, y a implementar métodos eficientes y rentables de control (Cléves, 1995).

Los sistemas de tratamiento de aguas residuales pueden llegar a controlar la contaminación hasta en un 95%. Nunca se eliminaría absolutamente toda la contaminación, sin embargo, ésta tiene que ser eficiente para que las fuentes receptoras de agua no se vean afectadas, en conjunto con los hábitats que alberga.

El proceso anaerobio (principalmente el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente o RAFA) ha resultado ser muy eficiente en la descontaminación de las aguas residuales del café, por su reciente implementación en los beneficios del país, es importante evaluar algunos aspectos que puedan contribuir en el mejoramiento de este sistema para pulir la calidad del efluente, y disminuir el impacto ambiental que pueda significar el vertido de aguas residuales en los cuerpos receptores.

Por ser tecnología reciente, es necesario el estudio del comportamiento de éstos sistemas para que sirvan como base y ejemplo de la adaptación de nuevas tecnologías en el país.

El estudio de esta nueva tecnología, brindará apoyo a nivel nacional en el control de la contaminación del agua, en un sector agroindustrial tan importante como lo es el cafetalero.

## **OBJETIVO GENERAL**

- Analizar el sistema de tratamiento de Aguas Residuales de Café del Beneficio Coopronarango R.L, con el fin de mejorar y optimizar el funcionamiento del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA).

## **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Evaluar el sistema en términos de DQO, DBO<sub>5</sub>, Ssed, SSV, pH y temperatura.
- Investigar las razones del lavado de lodos y de la formación de lodos punta de alfiler para mejorar la sedimentación.
- Obtener perfiles de pH en los módulos del reactor para ver la influencia de este parámetro en el funcionamiento del sistema.
- Medir la eficiencia del reactor y factores que lo favorezcan.
- Plantear distintas opciones para dar un tratamiento a los lixiviados procedentes de la broza del café.

## MARCO TEÓRICO

El café producido en la zona de Naranjo se conoce como Good Hard Bean (G.H.B), se cultiva en una altitud de entre 1200 - 1500 m.s.n.m, y Hard Bean (H.B) que es producido entre 800 - 1200 m.s.n.m, temperatura anual promedio de 21.5°C, precipitación total anual de 2250 mm (160 días al año), una humedad relativa de 81.0%, y un brillo solar de 48-52% (2200 hrs por año). Es un grano de buena dureza, taza con marcada acidez y buen cuerpo, algunos con excelente aroma. (Cléves, 1995).

La etapa que sigue a la cosecha del grano es el beneficiado, en donde el productor lleva el fruto de la finca al centro de acopio o recibidor, y de ahí al beneficio. El beneficiado de café se define entonces como el proceso en el que se transforma el fruto (café en fruta) en producto comercial (café en oro).(Alvarado y Rojas, 1998).

La situación actual de competitividad obliga a conformar empresas cafetaleras tecnificadas, capaces de tener una participación dinámica en el mercado del café, tanto dentro como fuera del país. El proceso de beneficiado y tratamiento de aguas residuales, es un campo que debe fortalecerse y mejorarse para colocar a la empresa en lugar de prestigio y diferenciarla de otras compañías que se enfocan muy poco en este aspecto de la producción. (Cléves, 1995).

En Centroamérica, pero también en Colombia y en México, se exporta el café lavado, para ello se usa el llamado beneficiado húmedo, que consiste en la remoción del mucílago de café mediante el uso del agua. Esta agua de lavado ya no es limpia, contiene pulpa y mucílago que provoca deterioro en la calidad del agua en cuanto a olor y sabor, a este deterioro lo llamamos “contaminación del agua”.

El lavado de café asegura la buena calidad del mismo, conservando su aroma especial por lo que se paga mejor.

Otra fuente del problema es el despulpado que se realiza por medio de máquinas que consumen un gran volumen de agua.

Los principales factores de los que depende la contaminación generada en los beneficios, se centra básicamente en la forma en que se realice tanto el lavado como el

despulpado, de la cantidad de agua que se utilice, la adecuada separación de la pulpa y el agua, en el destino de las aguas con mucílago, y finalmente de la existencia o no de un sistema de tratamiento.

Un sistema de tratamiento es una serie de unidades que reducen la contaminación generada por el beneficio. Sus etapas en general, consisten de tamices que eliminan la pulpa y otros sólidos gruesos del agua, un sedimentador que sirve para sedimentar las partículas que son arrastradas por el agua (partes de pulpa, mucílago y cascarilla) reduciendo así los sólidos suspendidos y sólidos sedimentables, y finalmente un proceso biológico (RAFA) en el cual las bacterias se alimentan de la contaminación. (Wasser, 1996)

Dependiendo de las medidas que comprenda el sistema, la contaminación puede eliminarse en mas de un 95%, pero nunca totalmente. El funcionamiento del sistema depende de su diseño, de la cantidad de café que se procesa, y de la manera en que se opere (Wasser, 1996).

### **El Agua Residual Del Café Y El Proceso Anaerobio.**

El agua residual del beneficiado proviene del procesamiento del fruto del café, que consiste de pulpa, mucílago, pergamino y el grano.

El agua se contamina al entrar en contacto con el fruto, ya sea para el transporte de la pulpa o el fruto, o para lavar el mucílago del pergamino.

La pulpa consiste principalmente de *celulosa* que es el material que da la rigidez a las hojas de las plantas, *azúcares* que dan el sabor dulce, característico de la pulpa, compuestos complejos que se llaman *polifenoles*. Los polifenoles conforman un grupo de compuestos, y entre ellos encontramos la *cafeína* (característica para el café) y los ácidos tánicos (que provocan un color oscuro al disolver en agua). El agua de despulpado, que se origina del contacto entre pulpa y agua, contiene todos éstos elementos, pero en general contiene poca celulosa (que es la carne de la pulpa), ya que se separa en el separador de pulpa y agua. (Wasser,1996)

El mucílago contiene principalmente *pectina*, que da la consistencia y el aspecto gelatinoso al mucílago, también *celulosa* y *azúcares*. El agua de lavado de café, después de su fermentación contiene estos tres elementos. (Wasser, 1996)

Las aguas de despulpado tienen alta concentración de sólidos sedimentables, azúcares, y otros materiales solubles, en tanto que las aguas de lavado contienen geles coloidales de pectinas y de otros productos removidos por fermentación del café. La contaminación de éstas aguas es menor comparada con las de despulpado. (Morales, 1979).

Todos los compuestos mencionados anteriormente son de origen orgánico. Las bacterias anaerobias la transforman en el reactor, primero la acidifican, luego la convierten en metano. (Wasser, 1996)

La digestión anaerobia es un proceso biológico degradativo, en el cual la materia orgánica es descompuesta por la acción de determinados microorganismos que, en ausencia de oxígeno, la transforman en una mezcla de gases formada principalmente por metano y dióxido de carbono. La digestión anaerobia transcurre con un menor desprendimiento de calor, lo que determina un contenido energético más elevado de los productos resultantes, y consecuentemente un mayor rendimiento energético del proceso. En la digestión anaerobia, mas del 90% de la energía disponible por oxidación directa de los azúcares se transfiere al metano producido, por lo que solo el 10% restante de la energía inicial puede ser utilizada por las bacterias para su crecimiento frente al 50% del que se dispone en un proceso aeróbico. (Muñoz, 1993).



### **El Proceso De Un Reactor Anaerobio De Flujo Ascendente (RAFA).**

La tecnología UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) o RAFA por sus siglas en español, está basada en la acumulación de microorganismos en un reactor con sedimentación interna que debe cumplir las siguientes condiciones: (Wasser,1995)

- La superación del TRS (Tiempo Residencial de Sólidos) en este reactor está basada en la retención del lodo por un sistema de sedimentación que se encuentra en la parte superior del reactor.
- La sedimentabilidad del lodo se mejora por procesos de floculación y granulación del mismo, resultado de un proceso de autoselección en el cual la presencia de ciertos iones  $\text{Ca}^{2+}$  y la ejecución de una presión hidráulica (por la velocidad vertical en el reactor), juegan un papel determinante.

El agua a tratar entra distribuida por toda la superficie inferior del reactor y atraviesa en flujo ascendente un lecho de partículas bacterianas agregadas, mantenidas en expansión por el gas producido, que al sedimentar se transforman en una capa de lodo granular (Wasser,1995). Sobre la capa de lodos floculados se forma un espacio de sedimentación, por lo que se previene la pérdida de lodo (Morales, 1979). El gas es captado en campanas separadoras de fases, ubicadas en la parte superior del digestor. El efluente sale del reactor a través de canales colectores ubicados en la zona de sedimentación.(Wasser,1995)

Los principales requisitos que debe reunir este proceso son: (Wasser,1995).

- a) presencia de lodos anaerobios con buenas características de sedimentación,
- b) un dispositivo de separación gas-líquido-sólido,
- c) un sistema de introducción uniforme de afluente en la base del reactor

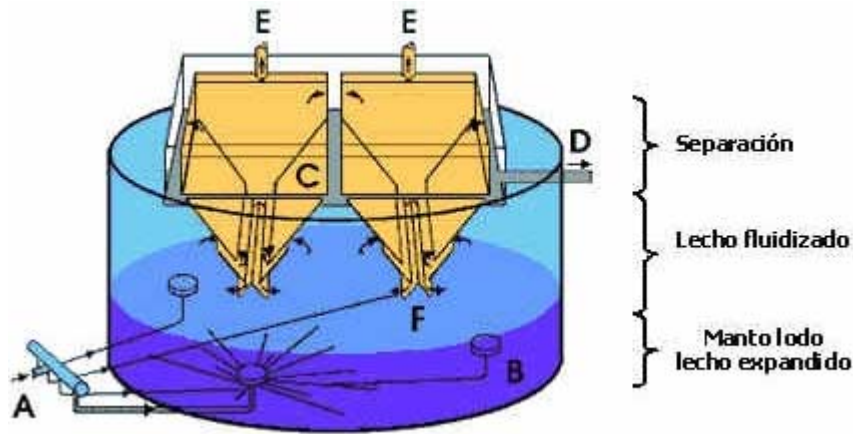


Figura 1. Esquema de la estructura de un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

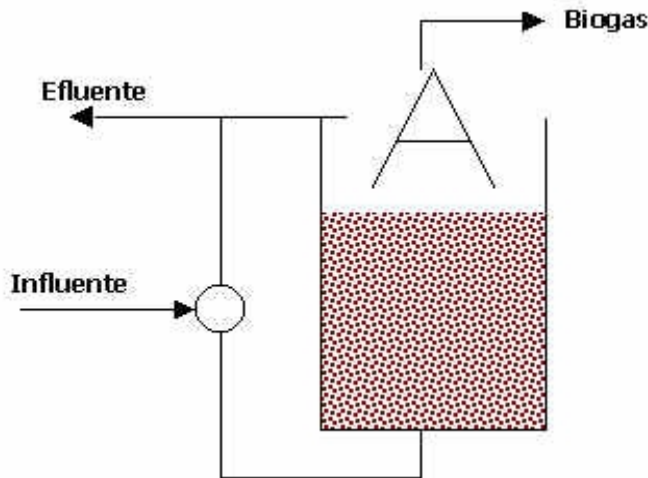


Figura 2. Vista lateral de un módulo del Reactor.

Bajo condiciones anaerobias, la conversión proporciona relativamente poca energía a los microorganismos y su tasa de crecimiento no es muy alta. Sólo una pequeña parte de la materia orgánica se convierte en células nuevas, siendo la mayor parte degradada a metano y dióxido de carbono principalmente. Entre las ventajas del tratamiento anaerobio se encuentran: alto grado de estabilización de la materia orgánica, baja producción de lodos, requerimientos bajos de nutrientes inorgánicos tales como Fósforo y Nitrógeno, el gas metano puede ser utilizado como fuente de Energía, y la ausencia de olores molestos (Cléves, 1995).

## **Algunos parámetros que deben tomarse en cuenta para el buen funcionamiento de un RAFA.**

Dentro de los parámetros a evaluar se encuentran los parámetros **operacionales**, que son aquellos que tienen relación directa con el **funcionamiento** del sistema, su control periódico permite observar el comportamiento del mismo (Deloya, 1989). Entre ellos tenemos:

**DQO:** Significa “Demanda Química de Oxígeno”, y representa la cantidad de un oxidante (Dicromato de Potasio  $K_2Cr_2O_7$ ) que se añade a la muestra de agua y que es consumido por parte de las sustancias orgánicas e inorgánicas presentes (Repetto y Rodezno, 1991). Permite determinar la cantidad de materia orgánica que entra al reactor, indiferente de que sean azúcares, ácidos grasos orgánicos o pectinas. Y nos permite determinar la cantidad de materia orgánica que sale del reactor, indiferente de que sea biogás, AGV o sustrato no descompuesto, expresada en mg/l (Wasser, 1996). Según la norma, la DQO del efluente que será vertido al río, no debe ser mayor de 1500 mg/L

**DBO:** Significa “Demanda Bioquímica de Oxígeno”, es la cantidad de oxígeno en mg/l, necesaria para oxidar biológicamente los componentes de las aguas residuales. Normalmente el período utilizado para la medida es de cinco días a  $20^{\circ}C$  y se denomina  $DBO_5$ . Representa aproximadamente el 68% de la última. La mayor parte de la DBO se completa a los siete días. Por tanto, la DBO representa la cantidad de oxígeno disuelto que puede ser necesaria para desarrollar y sostener la actividad biológica para degradar una cantidad de residuos. (Muñoz, J. 1993). En el efluente, no debe ser mayor de 1000 mg/L.

**Oxígeno Disuelto (OD):** la relación existente entre el contenido de oxígeno y salud de un cuerpo hídrico, está en el hecho de que los contaminantes que llegan consumen el oxígeno presente, ya sea para descomponer las sustancias inorgánicas mediante la acción de las bacterias, o para oxidar las sustancias inorgánicas, todo esto provoca una reducción progresiva del oxígeno disuelto (Repetto y Rodezno, 1991). Conforme aumenta la temperatura, la cantidad de OD en el agua residual disminuye, para el caso de un sistema anaerobio como lo es el RAFA, un intervalo de temperatura entre  $35-40^{\circ}C$ , ayuda a mantener niveles bajos de oxígeno en el agua, por otro lado, el oxígeno es un factor que

determina el tipo de transformaciones biológicas que se llevan a cabo en el sistema (Deloya, 1989).

Los niveles de OD pueden usarse como indicadores de la contaminación excesiva por desechos, ya que entre mayor sea el contenido de materia oxidable en el agua, menor será la concentración de OD (Deloya, 1989).

**Temperatura:** la medición de este parámetro, es ejecutado *in situ* mediante un termómetro de precisión y esta expresado en grados centígrados (°C). (Repetto y Rodezno, 1991). La temperatura adecuada para las bacterias anaerobias en un reactor podría encontrarse en el intervalo de 35-38 °C. (Wasser, 1996).

Como el calor específico del agua es mayor que el del aire, las temperaturas de las aguas residuales, son mas altas que la temperatura ambiente. Este parámetro es muy importante por su efecto en el desarrollo y actividad de las bacterias metanogénicas, en las reacciones químicas y velocidades de reacción, y en la posibilidad de reutilizar el agua (Deloya, 1989).

**AGV:** o “Ácidos Grasos Volátiles”, son productos intermedios de la digestión anaerobia, los principales son el ácido acético, ácido propiónico, y el ácido butírico. En el reactor, los AGV's no deberían sobrepasar los 8 meq/l. (Wasser, 1996). Una concentración alta de AGV puede inhibir el desarrollo y actividad de las bacterias metanogénicas (Morales, 1979).

**pH:** indica la acidez o basicidad del agua, es definido como el logaritmo común relativo de la concentración de iones hidrógeno. Para el buen funcionamiento de un RAFA, debe encontrarse entre 6,3-7,5 ya que favorece la actividad de los microorganismos que se desarrollan en el ambiente del sistema (Wasser, 1996). El pH influye significativamente en los procesos de coagulación química, desinfección y ablandamiento entre otros (Deloya, 1989).

**Sólidos Sedimentables (Ssed):** este parámetro expresa la concentración de las materias en suspensión presentes en la muestra de agua, que pueden ser determinadas mediante centrifugación, filtración, o a partir de métodos densimétricos. (Repetto y Rodezno, 1991). Según la norma, no deben sobrepasar 1 ml/L

**Sólidos Suspendidos Totales (SST):** es la cantidad de materia seca que queda al evaporarse el agua de una muestra a 105<sup>0</sup>C en un horno (Wasser, 1996). Con este parámetro se evalúa el nivel de contaminación de las aguas residuales a tratar, también se utiliza para estimar los efectos de la contaminación en las corrientes receptoras (Deloya, 1989).

**Sólidos Volátiles (SV):** representa la cantidad de materia orgánica presente en el lodo bacterial, determinado a 550 <sup>0</sup>C en una mufla. Cuando la materia volátil en una muestra se quema, lo que queda en la cápsula corresponde a la materia inorgánica o mineral que no se volatiliza, también se llama ceniza (Wasser,1996). Para arrancar un reactor , la fracción volátil debe ser mayor al 50%, mientras que para el buen funcionamiento de un reactor, debe encontrarse entre 70 y 120 Kg de SV/m<sup>3</sup> (Wasser,1995)

**Caudal (Q):** es la cantidad de agua residual que pasa por el reactor anaerobio en un día. Es un dato importante que debe medirse diario, se expresa en litros/minuto o m<sup>3</sup>/día. (Wasser,1996).

**Eficiencia del Tratamiento:** muestra el porcentaje de materia orgánica que se removió en el proceso. Para reactores que contengan aguas mieles de café, debe situarse en un intervalo del 75-85%. Al ser menor, puede deberse a que la carga orgánica sea muy alta, o que la concentración del afluente este muy baja y la carga orgánica esté bien. También dependerá de la carga hidráulica y la temperatura. (Wasser,1996). Internacionalmente una eficiencia del 80% para un RAFA es aceptable. (Cléves, 1995)

**Carga Hidráulica:** la carga hidráulica de un reactor es el volumen del afluente añadido por unidad de volumen del reactor por unidad de tiempo. Este parámetro es muy importante para controlar el lavado de lodo en el reactor. Para un RAFA, las cargas hidráulicas pueden ser de 0.5-1.0 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>d (Wasser,1995).

**Velocidad de Flujo Superficial:** es el volumen en  $m^3$  del líquido que pasa a través de un área ( $m^2$ ) perpendicular al flujo por unidad de tiempo (h). Las unidades son expresadas como m/h. Es un parámetro importante ya que para prevenir el lavado de lodo son recomendadas algunas tasas superficiales máximas tolerables (Wasser,1995).

Además de los parámetros citados anteriormente, existen los **parámetros de control**, que son los relacionados **meramente** con el **diseño** del sistema, la carga orgánica (CO), el tiempo de retención hidráulico (THR) y la alcalinidad, son ejemplos de este tipo de parámetro.

**Carga Orgánica Volumétrica (CO):** se refiere a la cantidad de materia orgánica aplicada por día a un sistema de tratamiento (Deloya, 1989). En este caso, se considera como la cantidad de materia orgánica que se carga a un reactor de  $1 m^3$  en un día, su unidad:  $KgDQO/m^3_{\text{reactor}} \text{ día}$ , para reactores anaerobios se recomienda un ámbito de 15-50  $KgDQO/m^3_{\text{reactor}} \text{ día}$  (Wasser,1996). De la forma como se cargue el reactor, depende la eficiencia del tratamiento y el tiempo de retención hidráulica (THR). (Wasser,1995).

**Carga Eficiente:** Cantidad de DQO removida en el reactor por día, por  $m^3$  de reactor. También se expresa en las unidades  $KgDQO/m^3_{\text{reactor}} \text{ día}$ . (Wasser,1996).

**Tiempo de Retención Hidráulica (TRH):** es el período de tiempo promedio que permanece el agua en el reactor, unidad: días. Debe mantenerse en un rango entre 1 a 3 días, si es mayor de tres días, existe peligro de presentarse problemas con la mezcla en el reactor (Wasser,1996). Este parámetro es muy importante ya que se puede controlar y prevenir el lavado de lodos del reactor (Wasser,1995).

**Alcalinidad:** es una medida de la cantidad de iones hidroxilo ( $OH^-$ ) en las aguas residuales, los bicarbonatos, carbonatos y los iones hidroxilo son los principales causantes de la alcalinidad. El nivel de alcalinidad en distintos puntos de una planta, ayuda a una mejor interpretación de los procesos de tratamiento. (Deloya, 1989).

En un reactor, la alcalinidad contribuye a neutralizar los ácidos que se forman, y que a cierto nivel pueden inhibir el proceso de metanogénesis, por lo que es necesario mantener el pH en un rango apropiado. (Moreira, 1989).

## METODOLOGÍA

Diariamente se realizaron cada hora mediciones de pH y temperatura tanto del afluente como del efluente del reactor así como la revisión de Caudal (Q) en el vertedero.

Cada dos horas se realizó la medición de Sólidos Sedimentables (Ssed) del afluente y el efluente del reactor, utilizando un cono Inhoff.

Los análisis de Ácidos Grasos Volátiles (AGV) y Alcalinidad del efluente, se realizaron mínimo cuatro veces por semana.

En el laboratorio del Beneficio, se realizaron análisis de DQO (Demanda Química de Oxígeno), tanto del afluente como del efluente del reactor al menos cuatro veces por semana mediante el método colorimétrico. Se realizaron análisis de DQO suspendida, filtrando la muestra del efluente en papel filtro Walkman número 1.

En un laboratorio acreditado se realizaron mediciones adicionales de DQO y  $\text{DBO}_5$  tanto del afluente como del efluente del reactor para determinar la eficiencia de remoción de materia orgánica del reactor, análisis de Sólidos Volátiles para determinar la calidad del lodo presente en el reactor y además Sólidos Totales, pH y Sólidos Sedimentables. Todos los análisis fueron realizados de acuerdo con los métodos estándares para aguas residuales

Por un período de 20 días se midió la cantidad de metano producida, para obtener la actividad metanogénica del reactor.

Se tomaron perfiles de pH a una profundidad de 20 y 40 cms de profundidad de cada módulo del reactor.

Las actividades se realizaron en determinado período de la cosecha, desde el arranque del reactor en el mes de noviembre, hasta inicios del mes de enero.

## RESULTADOS

Los resultados presentados durante la ejecución del proyecto, abarcan desde el 14 de noviembre del 2001, hasta el 04 de enero del 2002. Durante este período, no pudo tomarse en cuenta el pico de cosecha, debido al atraso en la maduración del café. La mayoría de los análisis fueron realizados en el laboratorio del beneficio, a excepción de algunas muestras que fueron enviadas al laboratorio del ICAFE.

**Cuadro 1. DQO de entrada y salida del Reactor con su respectivo porcentaje de eficiencia.**

Fecha	DQO entrada mg/L	DQO salida mg/L	% Eficiencia	Fecha	DQO entrada mg/L	DQO salida mg/L	% Eficiencia
15/11/01	4 500	1 200	73	15/12/01	20 130	828	96
16/11/01	3 154	1 010	68	17/12/01	22 143	915	96
18/11/01	24 582	1 494	94	18/12/01	31 207	927	97
19/11/01	23 460	1 426	94	19/12/01	26 840	739	97
20/11/01	23 562	1 484	94	20/12/01	22 671	1 134	95
21/11/01	10 863	968	91	22/12/01	19 371	1 272	93
22/11/01	29 121	1 896	93	23/12/01	21 197	528	97
23/11/01	31 314	1 106	96	24/12/01	17 138	1 406	92
24/11/01	28 000	898	97	26/12/01	24 024	1 413	94
05/12/01	31 930	1 812	94	27/12/01	37 338	1 210	97
06/12/01	33 789	971	97	29/12/01	29 925	530	98
11/12/01	22 319	547	97	31/12/01	20 548	524	97
12/12/01	34 738	1 845	94	02/01/02	24 068	811	97
13/12/01	33 825	1 214	96	04/01/02	20 724	1495	93
14/12/01*	22 418	734	97				

\* continúa arriba.

Los porcentajes de eficiencia más bajos se dieron los primeros días de arranque del reactor, la eficiencia del reactor fue mayor al 90%, los valores de DQO de entrada variaron



desde 3 154 mg/L hasta 33 825 mg/L. Algunos días no se tomaron en cuenta ya que sólo se hizo DQO de salida, por lo tanto faltaba un dato para sacar el % de eficiencia.

**Cuadro 2. Valores promedio de pH del agua de entrada (afluente) y salida (efluente) del reactor.**

Fecha	pH crudo	pH entrada	pH salida	Fecha	pH crudo	pH entrada	pH salida
14/11/01	4.80	6.74	7.20	10/12/01	4.70	6.87	7.05
15/11/01	4.70	6.90	7.00	11/12/01	3.90	6.80	7.07
16/11/01	4.65	6.86	7.04	12/12/01	3.90	6.80	7.00
17/11/01	-----	7.10	6.93	13/12/01	3.63	6.92	7.12
18/11/01	4.80	7.02	7.18	14/12/01	4.46	7.00	7.17
19/11/01	4.84	7.02	7.12	15/12/01	4.46	6.94	7.04
20/11/01	4.80	7.08	7.09	16/12/01	4.40	6.94	7.02
21/11/01	4.86	6.90	7.00	17/12/01	4.06	6.86	7.02
22/11/01	3.96	7.01	6.97	18/12/01	4.20	6.94	7.03
23/11/01	3.60	6.94	7.11	19/12/01	4.09	6.87	6.98
24/11/01	3.64	7.01	7.24	20/12/01	4.06	6.81	6.93
25/11/01	3.70	7.14	7.32	21/12/01	4.25	6.83	6.96
26/11/01	3.75	7.02	7.07	22/12/01	4.21	6.74	6.90
27/11/01	3.76	6.80	7.08	23/12/01	4.40	6.75	6.95
28/11/01	3.77	6.78	7.01	24/12/01	4.50	6.74	6.87
29/11/01	3.86	6.74	6.94	26/12/01	4.41	6.75	6.93
02/12/01	4.17	6.75	6.84	27/12/01	4.45	6.81	6.91
03/12/01	4.26	6.85	6.87	28/12/01	4.60	6.81	6.89
04/12/01	4.04	6.80	6.94	29/12/01	4.32	6.80	6.92
05/12/01	4.01	6.97	7.07	30/12/01	4.28	6.77	6.91
06/12/01	3.95	6.97	7.04	31/12/01	4.20	6.77	6.89
07/12/01	4.05	6.95	7.05	02/01/02	4.30	6.78	7.00
08/12/01	4.09	6.95	7.04	03/02/01	4.23	6.91	6.97
09/12/01*	4.60	6.77	7.01	04/01/02	4.42	6.79	6.88

\* continua arriba

El pH crudo corresponde al agua que entra al reactor que aún no ha sido dosificada con soda cáustica. El valor promedio de pH de entrada siempre se mantuvo mayor a 6.70, mientras que el valor promedio mínimo de pH de salida fue mayor a 6.80.

**Cuadro 3. Perfiles de pH en los módulos del reactor, obtenidos a 20 y 40 cms de profundidad.**

<b>Modulo</b>	<b>Fecha</b>	<b>pH 20 cms</b>	<b>pH 40 cms</b>	<b>Hora muestreo</b>
1	07/12/01	6.69	6.71	8:45 a.m
1	31/12/01	6.73	6.78	1:30 p.m
1	04/01/02	6.72	6.72	11:00 a.m
2	07/12/01	6.66	6.67	8:45 a.m
2	31/12/01	6.69	6.69	1:30 p.m
2	04/01/02	6.62	6.62	11:00 a.m
3	07/12/01	6.69	6.70	8:45 a.m
3	31/12/01	6.65	6.76	1:30 p.m
3	04/01/02	6.68	6.69	11:00 a.m
4	07/12/01	6.65	6.67	8:45 a.m
4	31/12/01	6.71	6.73	1:30 p.m
4	04/01/02	6.63	6.64	11:00 a.m
5	07/12/01	6.67	6.68	8:45 a.m
5	31/12/01	6.72	6.72	1:30 p.m
5	04/01/02	6.69	6.68	11:00 a.m
6	07/12/01	6.69	6.70	8:45 a.m
6	31/12/01	6.72	6.71	1:30 p.m
6	04/01/02	6.65	6.65	11:00 a.m

Los valores se encontraron en un rango de pH de 6.65 a 6.69, con valor mínimo de 6.63 y un valor máximo de 6.78 unidades de pH.

Como se observa en el cuadro, no se presentó mucha variación en cuanto a los valores de pH del agua de cada módulo.

**Cuadro 4. AGV y Alcalinidad en el efluente del reactor.**

Fecha	AGV meq/L	Alcalinidad		Fecha	AGV meq/L	Alcalinidad	
		meq/L	mg CaCO <sub>3</sub>			meq/l	mg CaCO <sub>3</sub>
14/11/01	3.7	23.0	1 150	13/12/01	2.5	32.2	1 613
15/11/01	6.0	28.0	1 411	15/12/01	3.4	31.8	1 593
16/11/01	5.5	28.0	1 411	17/12/01	6.3	32.2	1 613
18/11/01	6.5	30.2	1 510	18/12/01	3.0	29.4	1 545
19/11/01	8.4	28.2	1 411	19/12/01	1.3	26.2	1 310
20/11/01	9.0	28.2	1 411	20/12/01	2.1	27.8	1 391
21/11/01	6.8	25.2	1 261	21/12/01	2.7	26.6	1 330
22/11/01	8.4	24.2	1 212	22/12/01	2.5	25.8	1 290
24/11/01	1.9	22.2	1 112	23/12/01	3.4	25.0	1 250
27/11/01	1.6	21.9	1 096	24/12/01	3.4	24.6	1 230
28/11/01	1.6	23.6	1 179	26/12/01	2.5	22.6	1 129
03/12/01	12.3	29.0	1 472	27/12/01	1.3	25.0	1 250
04/12/01	11.0	27.8	1 319	28/12/01	3.0	24.6	1 230
05/12/01	5.5	31.0	1 552	29/12/01	2.5	24.6	1 230
06/12/01	3.4	32.0	1 600	30/12/01	4.2	21.0	1 048
09/12/01	5.0	31.8	1 593	31/12/01	2.1	24.5	1 169
10/12/01	3.8	32.0	1 602	02/01/02	2.1	25.4	1 270
11/12/01	1.3	32.2	1 613	03/01/02	1.7	25.0	1 250
12/12/01*	3.4	33.0	1 653	04/01/02	3.4	26.2	1 310

\* continua arriba

El valor promedio máximo y mínimo en relación con los AGV fueron de 12.3 meq/L y 1.3 meq/L respectivamente, el valor de Alcalinidad en mg de CaCO<sub>3</sub> se mantuvo siempre mayor de los 1000 mg, alcanzando un máximo de 1613 mg CaCO<sub>3</sub> que correspondieron a 32.2 meq/L.

**Cuadro 5. pH del afluente crudo, Alcalinidad (mg CaCO<sub>3</sub>) del efluente del reactor, y gasto de NaOH (Soda Cáustica) Kg/día según las horas de trabajo en el reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>pH crudo</b>	<b>Alcalinidad</b>	<b>Gasto NaOH</b>	<b>Horas laboradas</b>	<b>Fecha</b>	<b>pH crudo</b>	<b>Alcalinidad</b>	<b>Gasto NaOH</b>	<b>Horas laboradas</b>
14/11/01	4.80	1 150	65	9	13/12/01	3.63	1 613	27	24
15/11/01	4.70	1 411	9	11	15/12/01	4.46	1 593	0	24
16/11/01	4.65	1 411	15	17	17/12/01	4.06	1 613	51	24
18/11/01	4.80	1 510	15	18	18/12/01	4.20	1 545	0	24
19/11/01	4.84	1 411	15	17	19/12/01	4.09	1 310	21	24
20/11/01	4.80	1 411	0	17	20/12/01	4.06	1 391	51	24
21/11/01	4.86	1 261	114	19	21/12/01	4.25	1 330	33	24
22/11/01	3.96	1 212	15	18	22/12/01	4.21	1 290	48	24
24/11/01	3.64	1 112	6	18	23/12/01	4.40	1 250	36	24
27/11/01	3.76	1 096	0	19	24/12/01	4.50	1 230	117	24
28/11/01	3.77	1 179	0	16	26/12/01	4.41	1 129	84	24
03/12/01	4.26	1 472	60	19	27/12/01	4.45	1 250	18	24
04/12/01	4.04	1 319	114	18	28/12/01	4.60	1 230	42	24
05/12/01	4.01	1 552	75	17	29/12/01	4.32	1 230	45	24
06/12/01	3.95	1 600	24	16	30/12/01	4.28	1 048	78	24
09/12/01	4.60	1 593	45	13	31/12/01	4.20	1 169	129	24
10/12/01	4.70	1 602	57	13	02/01/02	4.30	1 270	114	24
11/12/01	3.90	1 613	51	24	03/01/02	4.23	1 250	132	24
12/12/01*	3.90	1 653	27	24	04/01/02	4.42	1 310	102	24

\* continua arriba

El reactor comienza a operar las 24 horas a partir del 11 de diciembre, el gasto de NaOH varió desde cero hasta 132 Kg /d, el pH crudo se encontró siempre ácido, con valores entre 3.63 hasta 4.86.

**Cuadro 6. Valores promedios de temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) del agua de entrada y salida del reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>Temperatura entrada <math>^{\circ}\text{C}</math></b>	<b>Temperatura salida <math>^{\circ}\text{C}</math></b>	<b>Fecha</b>	<b>Temperatura entrada <math>^{\circ}\text{C}</math></b>	<b>Temperatura salida <math>^{\circ}\text{C}</math></b>
14/11/01	23.5	23.4	10/12/01	32.0	30.6
15/11/01	28.2	24.3	11/12/01	32.0	30.5
16/11/01	28.3	24.2	12/12/01	33.3	31.0
17/11/01	34.7	24.6	13/12/01	33.2	31.7
18/11/01	33.7	25.9	14/12/01	32.0	31.9
19/11/01	34.1	26.3	15/12/01	31.1	31.8
20/11/01	33.5	27.2	16/12/01	31.4	30.5
21/11/01	32.3	27.6	17/12/01	31.7	31.0
22/11/01	33.3	28.1	18/12/01	31.4	31.0
23/11/01	34.2	27.7	19/12/01	31.7	31.0
24/11/01	34.5	28.0	20/12/01	31.5	31.0
25/11/01	32.4	28.6	21/12/01	31.7	31.0
26/11/01	33.3	29.8	22/12/01	31.8	30.9
27/11/01	32.3	29.3	23/12/01	31.8	31.0
28/11/01	32.3	27.5	24/12/01	31.3	31.0
29/11/01	31.8	28.8	26/12/01	31.4	29.4
02/12/01	31.4	27.6	27/12/01	30.6	30.9
03/12/01	32.2	28.6	28/12/01	31.5	30.7
04/12/01	31.8	28.2	29/12/01	32.5	31.0
05/12/01	31.4	28.8	30/12/01	31.5	30.6
06/12/01	31.4	29.8	31/12/01	31.2	30.8
07/12/01	32.5	30.3	02/01/02	31.0	30.3
08/12/01	32.0	30.8	03/01/02	30.6	30.1
09/12/01*	32.1	30.8	04/01/02	31.0	30.7

\* continua arriba

Las temperaturas mas bajas tanto de entrada como de salida se presentaron el primer día de arranque, como temperaturas máximas de entrada y salida se obtuvieron  $34.7^{\circ}\text{C}$  y  $31.9^{\circ}\text{C}$  respectivamente, en general se presentaron valores mayores a  $30^{\circ}\text{C}$  en el afluente.

**Cuadro 7. Valores promedios de Sólidos Sedimentables (Ssed ml/L) del agua de entrada y salida del reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>Ssed entrada (ml/L)</b>	<b>Ssed salida (ml/L)</b>	<b>Fecha</b>	<b>Ssed entrada (ml/L)</b>	<b>Ssed salida (ml/L)</b>
14/11/01	< 0.1	< 0.1	10/12/01	< 0.1	28.8
15/11/01	< 0.1	< 0.1	11/12/01	< 0.1	41.0
16/11/01	0.4	0.1	12/12/01	< 0.1	39.1
17/11/01	< 0.1	< 0.1	13/12/01	0.2	24.5
18/11/01	< 0.1	0.4	14/12/01	< 0.1	22.3
19/11/01	< 0.1	1.0	15/12/01	< 0.1	38.7
20/11/01	0.7	1.0	16/12/01	< 0.1	6.1
21/11/01	< 0.1	2.3	17/12/01	0.2	17.2
22/11/01	0.1	2.8	18/12/01	1.4	15.3
23/11/01	< 0.1	1.2	19/12/01	0.2	17
24/11/01	< 0.1	0.8	20/12/01	< 0.1	10.7
25/11/01	< 0.1	0.3	21/12/01	< 0.1	7.6
26/11/01	< 0.1	0.7	22/12/01	1.0	23.2
27/11/01	< 0.1	1.5	23/12/01	< 0.1	38.7
28/11/01	< 0.1	7.3	24/12/01	< 0.1	122.6
29/11/01	< 0.1	Tubo roto	26/12/01	No sedimentó	31.5
2/12/01	No sedimentó	14.0	27/12/01	No sedimentó	7.9
3/12/01	No sedimentó	24.7	28/12/01	< 0.1	8.6
4/12/01	No sedimentó	48.3	29/12/01	< 0.1	7.6
5/12/01	< 0.1	37.4	30/12/01	< 0.1	10.4
6/12/01	< 0.1	18.6	31/12/01	< 0.1	105.4
7/12/01	< 0.1	18.2	02/01/01	< 0.1	21.8
8/12/01	< 0.1	11.6	03/02/01	No sedimentó	64.4
9/12/01*	< 0.1	17.5	04/02/01	< 0.1	75.6

\* continua arriba

Las mediciones en las cuales el agua no sedimentó, resultó en lo que se conoce comúnmente como agua cortada. El volumen de sólidos sedimentables del agua de salida estuvieron bastante altos, encontrándose valores hasta de 122.6 ml/L.

**Cuadro 8. Caudal (Q), Carga Hidráulica (CH) y Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) del agua tratada en el reactor.**

Fecha	Q (m <sup>3</sup> /d)	C.H. m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	TRH días	Fecha	Q (m <sup>3</sup> /d)	C.H. m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> d	TRH días
14/11/01	108	0.07	14	10/12/01	67	0.04	22
15/11/01	132	0.09	11	11/12/01	112	0.07	13
16/11/01	100	0.07	15	12/12/01	75	0.05	20
17/11/01	10	Recirculación	-----	13/12/01	81	0.05	18
18/11/01	64	0.04	23	14/12/01	134	0.09	11
19/11/01	72	0.05	21	15/12/01	150	0.1	10
20/11/01	72	0.05	21	16/12/01	60	0.04	25
21/11/01	163	0.11	9	17/12/01	143	0.09	10
22/11/01	61	0.04	25	18/12/01	106	0.07	14
23/11/01	27	0.02	55	19/12/01	129	0.09	12
24/11/01	36	0.02	42	20/12/01	161	0.10	9
25/11/01	43	0.03	35	21/12/01	174	0.12	9
26/11/01	56	0.04	27	22/12/01	224	0.15	7
27/11/01	95	0.06	16	23/12/01	229	0.15	6
28/11/01	94	0.06	16	24/12/01	312	0.21	5
29/11/01	87	0.06	17	26/12/01	155	0.10	10
02/12/01	129	0.09	12	27/12/01	132	0.09	11
03/12/01	91	0.06	16	28/12/01	144	0.1	10
04/12/01	77	0.05	19	29/12/01	186	0.12	8
05/12/01	87	0.06	17	30/12/01	224	0.15	7
06/12/01	84	0.06	18	31/12/01	320	0.21	5
07/12/01	88	0.06	17	02/01/02	200	0.13	7
08/12/01	94	0.06	16	03/01/02	228	0.15	7
09/12/01*	60	0.04	25	04/01/02	269	0.18	6

\* continua arriba

De acuerdo con los parámetros de diseño, la carga hidráulica se mantuvo relativamente baja, mientras que los tiempos de retención hidráulica se encontraron muy prolongados, incluso de hasta 55 días.

**Cuadro 9. Caudal (Q), horas laboradas y Velocidad de Flujo Superficial (VFS), del agua que entró al reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/d)</b>	<b>h laboradas</b>	<b>VFS</b>	<b>Fecha</b>	<b>Q (m<sup>3</sup>/d)</b>	<b>h laboradas</b>	<b>VFS (m/h)</b>
14/11/01	108	9	0.04	11/12/01	112	24	0.01
15/11/01	132	11	0.04	12/12/01	75	24	0.01
16/11/01	100	17	0.02	13/12/01	81	24	0.01
18/11/01	64	18	0.01	14/12/01	134	24	0.02
19/11/01	72	17	0.01	15/12/01	150	24	0.02
20/11/01	72	17	0.01	16/12/01	60	13	0.01
21/11/01	163	19	0.03	17/12/01	143	24	0.02
22/11/01	61	18	0.01	18/12/01	106	24	0.01
23/11/01	27	17	0.005	19/12/01	129	24	0.02
24/11/01	36	18	0.007	20/12/01	161	24	0.02
25/11/01	43	18	0.009	21/12/01	174	24	0.02
26/11/01	56	18	0.01	22/12/01	224	24	0.03
27/11/01	95	19	0.02	23/12/01	229	24	0.03
28/11/01	94	16	0.02	24/12/01	312	24	0.04
29/11/01	87	10	0.03	26/12/01	155	24	0.02
02/12/01	129	16	0.03	27/12/01	132	24	0.02
03/12/01	91	19	0.01	28/12/01	144	24	0.02
04/12/01	77	18	0.01	29/12/01	186	24	0.03
05/12/01	87	17	0.02	30/12/01	224	24	0.03
06/12/01	84	16	0.02	31/12/01	320	24	0.05
07/12/01	88	24	0.01	02/01/02	200	24	0.03
08/12/01	94	24	0.01	03/01/02	228	24	0.03
09/12/01	60	13	0.01	04/01/02	269	24	0.04
10/12/01*	67	13	0.01				

\* continua arriba

Para calcular la velocidad de flujo vertical se tomó un área de 271 m<sup>2</sup>, los valores máximos (0.03-0.05 m/h) se encuentran por debajo del límite inferior recomendado para un RAFA (0.75 m/h).



**Cuadro 10. Fanegas de café procesadas, Caudal (Q), Carga Orgánica (Kg DQO/d) y Carga Orgánica Volumétrica (Kg DQO/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>/d del reactor durante determinado período de la cosecha 2001-2002.**

Fecha	Fanegas	Q m <sup>3</sup> /d	CO	COV	Fecha	Fanegas	Q m <sup>3</sup> /d	CO	COV
14/11/01	125.4	108	589.7	0.4	12/12/01	746.5	75	2605.0	1.7
15/11/01	187.1	132	594.0	0.4	13/12/01	1176.6	81	2740	1.83
17/11/01	237.4	10	recirculación	0.0	14/12/01	1018.0	134	2883	1.92
19/11/01	274.5	72	1689.1	1.1	15/12/01	635.4	150	3019.5	2.01
20/11/01	379.8	72	1696.5	1.1	16/12/01	62.0	60	1208.0	0.8
21/11/01	369.7	163	1770.7	1.2	17/12/01	1055.2	143	3166.5	2.1
22/11/01	411.1	61	1776.4	1.2	18/12/01	1214.0	106	3308.0	2.2
23/11/01	353.7	27	845.5	0.6	19/12/01	1105.1	129	3462.0	2.3
24/11/01	273.2	36	1008.1	0.7	20/12/01	1213.4	161	3650.0	2.43
26/11/01	369.1	56	1568.0	1.0	21/12/01	1089.3	174	3944.7	2.63
27/11/01	540.6	95	1641.0	1.1	22/12/01	611.7	224	4339.0	2.9
28/11/01	477.6	94	2632.0	1.7	23/12/01	69.3	229	4884.0	3.2
29/11/01	520.2	87	2610.0	1.7	24/12/01	808.0	312	5347.0	3.5
02/12/01	278.8	129	1809.2	1.2	26/12/01	1529.0	155	3723.7	2.5
03/12/01	400.8	91	1276.0	0.8	27/12/01	1747.0	132	4928.6	3.3
04/12/01	567.4	77	1080.0	0.7	28/12/01	1627.4	144	5376.7	3.6
05/12/01	504.5	87	2571.8	1.8	29/12/01	885.2	186	5566.0	3.7
06/12/01	593.3	84	2838.3	1.9	30/12/01	81.7	224	5985.0	4.0
07/12/01	577.8	88	2973.5	1.9	31/12/01	1225.0	320	6575.3	4.4
08/12/01	339	94	3176.0	2.1	02/01/02	1815.6	200	4814.0	3.2
10/12/01	744.4	67	1407.0	0.9	03/01/02	1732.6	228	5066.2	3.4
11/12/01*	1069.5	112	2500.0	1.7	04/01/02	1654.2	269	5574.7	3.7

\*continua arriba

**CO** = Carga Orgánica, **COV** = Carga Orgánica Volumétrica

El período en que se realizó la práctica no pudo abarcar el período pico de producción, la mayor cantidad de fanegas que entró al beneficio fue 1815. El incremento de la carga orgánica volumétrica fue discontinua así como el caudal que entró al reactor.

**Cuadro 11. Carga Orgánica Volumétrica ( $\text{Kg DQO}/\text{m}^3_{\text{reactor}}/\text{d}$ ), y Carga Eficiente ( $\text{Kg DQO}/\text{m}^3_{\text{reactor}}/\text{d}$ ) según % Eficiencia de Tratamiento del reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>Carga Organica Volumetrica</b>	<b>% Eficiencia de Tratamiento</b>	<b>Carga Eficiente</b>
15/11/01	0.40	73	0.30
16/11/01	0.21	68	0.14
18/11/01	1.05	94	0.98
19/11/01	1.13	94	1.06
20/11/01	1.13	94	1.06
21/11/01	1.18	91	1.07
22/11/01	1.18	93	1.10
23/11/01	0.56	96	0.54
24/11/01	0.67	97	0.65
05/12/01	1.83	94	1.72
06/12/01	1.90	97	1.84
11/12/01	1.67	97	1.63
12/12/01	1.74	95	1.65
13/12/01	1.83	96	1.76
14/12/01	1.92	97	1.85
15/12/01	2.01	96	1.92
17/12/01	2.10	96	2.01
18/12/01	2.20	97	2.13
19/12/01	2.30	97	2.23
20/12/01	2.43	95	2.30
22/12/01	2.90	93	2.70
23/12/01	3.23	97	3.15
24/12/01	3.56	92	3.27
26/12/01	2.48	94	2.33
27/12/01	3.28	97	3.17
29/12/01	3.7	98	3.63
31/12/01	4.4	97	4.28
02/01/02	3.2	97	3.09
04/01/02	3.7	93	3.43

Los porcentajes de eficiencia más bajos se presentaron en los primeros días del arranque del reactor, posteriormente se presentaron porcentajes mayores al 90%, como máximo un 98.2.

**Cuadro 12. Incremento porcentual de Carga Orgánica que entró al reactor expresado como Carga Volumétrica (Kg/m<sup>3</sup>/d)**

<b>Fecha</b>	<b>Día</b>	<b>kgDQO/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>/d</b>
14/11/01	1	0.40
18/11/01	4	1.05
19/11/01	5	1.13
21/11/01	7	1.18
28/11/01	14	1.75
05/12/01	21	1.83
06/12/01	22	1.90
07/12/01	23	1.98
08/12/01	24	2.11
18/12/01	34	2.20
19/12/01	35	2.30
20/12/01	36	2.43
21/12/01	37	2.63
22/12/01	38	2.90
23/12/01	39	3.23
24/12/01	40	3.56
28/12/01	44	3.58
29/12/01	45	3.70
30/12/01	46	4.00
31/12/01	47	4.40

Algunos días no fueron considerados en la tabla ya que el incremento no fue continuo, la columna día significa el numero de día transcurrido después del arranque, el día 47 se presentó la mayor carga orgánica.

### ***Incremento Porcentual de la Carga Organica***

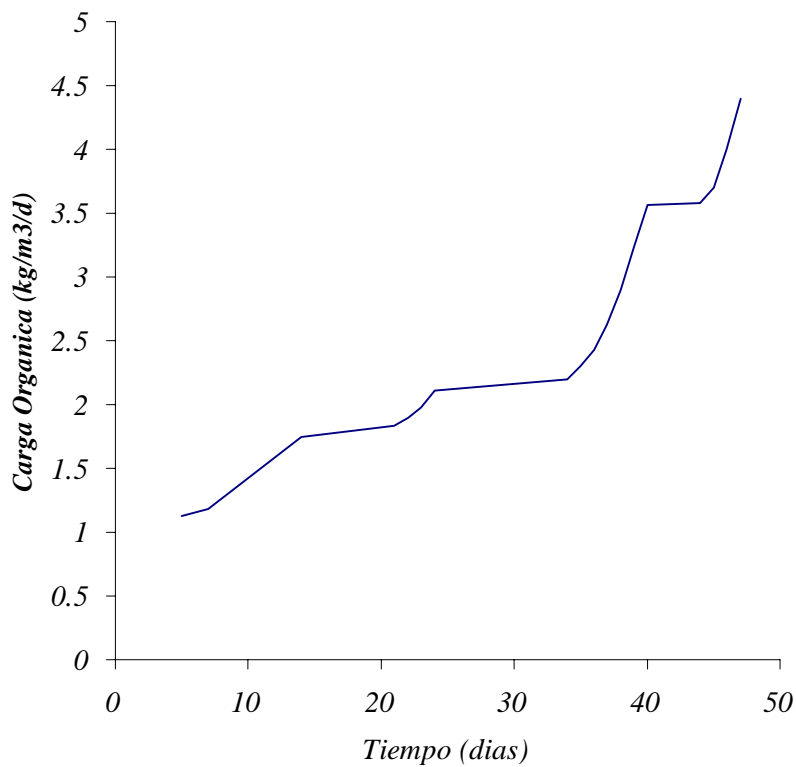


Figura 3. **Incremento porcentual de la Carga Orgánica del Reactor.**

**Cuadro 13. Mililitros de metano (CH<sub>4</sub>) producidos durante la Prueba de Actividad Metanogénica. Reactor de la CooproNaranja R.L.**

Fecha	Hora	Tiempo (h)	ml CH <sub>4</sub>	ml CH <sub>4</sub> acumulado
19/12/01	10:50 a.m	0	0	0
20/12/01	10:22 a.m	23.5	3.0	3
22/12/01	10:34 a.m	71.7	2.8	5.8
24/12/01	9:05 a.m	118.25	5.5	11.3
27/12/01	9:10 a.m	190.3	11.5	22.8
31/12/01	8:45 a.m	285.9	15.9	38.7
02/01/02	8:50 a.m	334	7.0	45.7
03/01/02	8:50 a.m	358	5.7	51.4
04/01/02	8:50 a.m	382	5.9	57.3
06/01/02	11:30 a.m	432.6	15.0	72.3
08/01/02	10:20 a.m	479.5	44.3	116.6

L a cantidad de metano acumulado durante 20 días fue de 116.6 ml.

### Actividad Metanogenica del lodo del Reactor

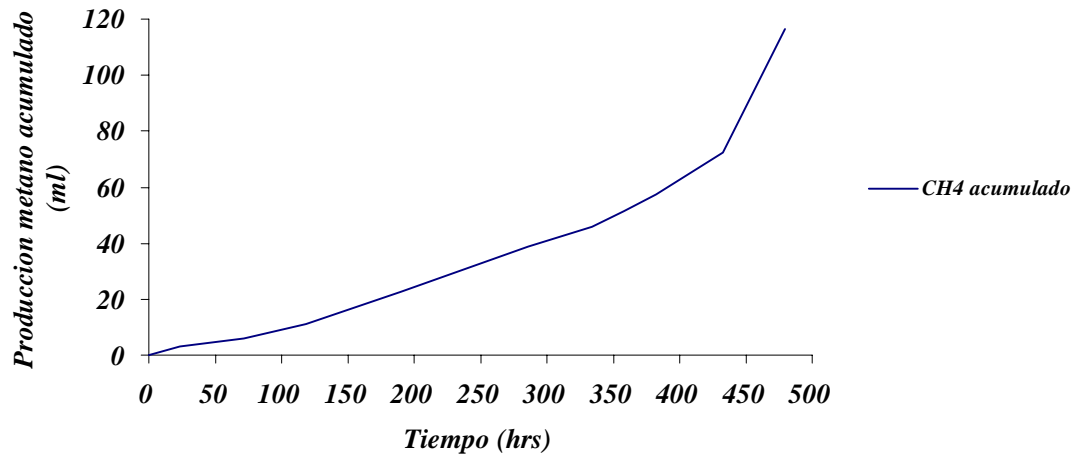


Figura 4. Gráfico de la Actividad Metanogénica del Reactor, determinada durante 20 días.

Cuadro 14. Sólidos Volátiles y Fracción Volátil, presente en el lodo del reactor.

Modulo	Fecha	Solidos Volatiles mg/L	Fraccion Volatil %
1	03/10/01	8 694	71.4
1	13/12/01	48 940	81.8
2	03/10/01	32 412	32.1*
2	13/12/01	42 412	82.4
3	03/10/01	35 904	72.3
3	13/12/01	48 910	71.0
4	03/10/01	36 026	74.5
4	13/12/01	45 084	82.9
5	03/10/01	31 950	78.6
5	13/12/01	40 816	81.6
6	03/10/01	23 694	78.7
6	13/12/01	27 044	79.6

Fuente: Laboratorio del ICAFE

\* Significa que la cantidad de fracción volátil en el módulo 2 es muy baja para arrancar el reactor.

**Cuadro 15. Análisis de lodo del módulo número 2 del RAFA.**

<b>Modulo</b>	<b>Fecha</b>	<b>Sólidos Volátiles mg/L</b>	<b>Fracción Volátil %</b>
2	12/10/01	38 566	69.7

Fuente: Laboratorio del ICAFE.

En los cuadros 14 y 15 puede observarse que la cantidad de Sólidos Volátiles es menor al límite inferior necesario para el buen funcionamiento del reactor.

En el cuadro 14, la fracción volátil del módulo 2 resultó menor al 50% recomendado para el arranque del reactor. En el cuadro 15 se muestra el resultado del segundo análisis que presentó un incremento en la fracción volátil.

**Cuadro 16. Velocidad de sedimentación del lodo del reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>Tipo Muestra</b>	<b>Sedimentación cms/min</b>	<b>Sedimentación m/h</b>	<b>Clasificación</b>
05/12/01	Lodo fondo reactor	75	45	Granular
03/01/02	Lodo fondo reactor	84	50.4	Granular
05/12/01	Sólidos efluente	0.1	0.06	Disperso
03/01/02	Sólidos efluente	0.08	0.05	Disperso

Se evidencia la presencia de lodo granular en el fondo del reactor y el disperso en el efluente del reactor.

**Cuadro 17. Velocidades teóricas de sedimentación según tipo de lodo.**

<b>Tipo Lodo</b>	<b>Velocidad Sedimentación m/h</b>
Granular	60
Disperso	0.05-0.2
Floculado	2

Fuente. ICAFE, 1995.

**Cuadro 18. DQO y DBO<sub>5</sub> del agua de entrada y salida, y porcentaje de eficiencia en el reactor.**

<b>Fecha</b>	<b>DQO<sub>a</sub></b>	<b>DQO<sub>e</sub></b>	<b>% Eficiencia</b>	<b>DQO<sub>a</sub></b>	<b>DQO<sub>e</sub></b>	<b>% Eficiencia</b>
13/12/01	22 400	1086	95	-----	-----	-----
28/12/01	12 220	514	96	5220	210	96
03/01/02	23 100	390	98	6710	160	98

**Cuadro 19. DQO del afluente (DQO<sub>a</sub>), DQO del efluente (DQO<sub>e</sub>), DQO filtrada (DQO<sub>f</sub>), y DQO suspendida (DQO<sub>ss</sub>) del efluente del reactor, Sólidos Sedimentables y pérdida o ganancia de lodo.**

<b>Fecha</b>	<b>DQO<sub>a</sub> (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>e</sub> (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>f</sub> (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>ss</sub> (mg/L)</b>	<b>Ssed (ml/L)</b>	<b>PGL</b>
21/12/01	22 671	1272	713	559	7.6	0.02
24/12/01	17 138	1406	371	1035	122.6	0.06
04/01/02	20 724	1495	413	1082	75.6	0.05

PGL: Pérdida o Ganancia de Lodos.

Valores superiores a 0.04 en el cálculo de pérdida o ganancia de lodos, indican el lavado de lodo. En el primer análisis se presenta ganancia de lodo, el cual está relacionado con poca salida de sólidos sedimentables en el efluente. El segundo y tercer análisis presenta gran salida de sólidos en el efluente así como lavado de lodo.

### DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA:

El sistema consta de un sedimentador con dos compartimentos rectangulares que funcionan en paralelo, en los cuales se trata de mantener el agua de despulpado el mayor tiempo posible antes de que se forme espuma. El agua que sale de sedimentador pasa a un tamiz en donde se filtra el agua con el fin de disminuir los sólidos suspendidos y sólidos sedimentables del agua antes de llegar a la laguna de homogeneización, por medio de una bomba sumergible se bombea agua que ha permanecido retenida en la laguna hacia el tamiz, y luego hacia el tanque. El agua que entra al reactor nunca proviene directamente de la laguna, siempre del tanque de mezcla. Otra de las funciones del tanque es el almacenamiento de afluente para que el volumen de agua total del beneficio pueda ser bien distribuido las 24 horas del día.

Del tanque de mezcla, el agua llega primero a una pila de recibo, de ahí al vertedero donde se mide el caudal que entra al reactor. El reactor cuenta con un tanque de dosificación de soda cáustica, un horno calentador de agua y un quemador de biogás. El efluente es descargado en el río Colorado. (Ver anexo 1)

Las características de diseño de la planta de tratamiento incluyen:

Capacidad del beneficio	23 mil fanegas/semana, 165 mil fanegas/año
Consumo de agua	0.4 m <sup>3</sup> /fanega
Capacidad del sistema de tratamiento	15 000 Kg DQO/día
Volumen del reactor	1500 m <sup>3</sup>
Tanque de Mezcla	550 m <sup>3</sup>
Almacenamiento de Biogás	20 m <sup>3</sup>

El volumen útil del reactor es de 1356 m<sup>3</sup>, repartido en 6 módulos de 226 m<sup>3</sup> cada uno.



## **DESCRIPCIÓN DEL ARRANQUE.**

Al arrancar por primera vez un reactor, debe utilizarse un inóculo bacteriano que puede proceder de otro beneficio (inóculo óptimo) o bien de tanque séptico entre otras opciones.

Para el caso del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de la Coopronaranjo R.L, el inóculo que se utilizó hace unos 5 años atrás, provino de un tanque séptico, el cual sirvió de sustrato para el crecimiento y actividad de los diferentes tipos de bacterias involucradas en el tratamiento anaerobio de aguas residuales.

Al terminar la cosecha, el lodo se mantuvo en el reactor con un poco de agua que permitió que las bacterias se mantuvieran en dormancia mientras empezaba la cosecha siguiente. Es por ello que al arrancarlo, fue necesario introducir la carga paulatinamente para que las bacterias se activaran poco a poco. El reactor fue cubierto con zarán para prevenir la proliferación de zancudos y se sellaron las posibles entradas para evitar el ingreso de agua de lluvia.

Antes de introducir los primeros volúmenes de agua, se realizaron análisis del lodo para determinar la cantidad y calidad de Sólidos Volátiles presentes en el reactor.

El análisis de lodo realizado por el ICAFE, reveló que uno de los módulos del reactor, poseía bajo porcentaje de Sólidos Volátiles (Cuadro 14), lo que significaba que el contenido de materia orgánica en este módulo era baja para obtener un buen funcionamiento del reactor, y podía contener mayor cantidad de materia inorgánica como arena, tierra, piedras, etc, influyendo directamente en la calidad del lodo, principalmente en lo que a actividad metanogénica se refiere. Este factor, aunado a las intensas lluvias que cayeron durante algunos días, provocó que el arranque del reactor se atrasara, arrancándolo hasta el 14 de noviembre del 2001.

El segundo análisis de lodos hecho por el ICAFE (Cuadro 15), indicó que la cantidad de lodo de este módulo, era proporcional con los otros módulos, y que la cantidad de SV presentes (mayor de 50%) era apto para arrancar el reactor. El motivo por el cual en el primer análisis la cantidad de SV resultó baja, pudo deberse a la forma en que se manipuló la muestra, o bien de la manera y lugar en donde se recogió el lodo.

Después de determinar que la cantidad de lodo en el reactor, era adecuada para el arranque, en el laboratorio del ICAFE, se realizó un análisis de DQO y DBO del agua de la laguna de homogeneización, cuyos valores fueron de 1860 y 1200 mg/L respectivamente. Esto se realizó con el fin de determinar que la carga orgánica del agua que ingresaría al reactor no fuera mayor de 3000 mg/L para evitar un cambio brusco de condiciones a las bacterias.

El reactor tiene una capacidad de 1500 m<sup>3</sup> y debe haber 1 Kg DQO por cada m<sup>3</sup> de reactor, por ello, la carga orgánica para arrancar y estabilizar el reactor debe ser de 1500 Kg DQO, una vez que la actividad bacterial se estabiliza, la CO diaria puede incrementarse en un 5% respecto del día anterior.

La carga orgánica (CO) se distribuyó de la siguiente manera: 590 Kg DQO el primer día, 594 Kg DQO el segundo día y 315 Kg DQO el tercer día para un total de 1499 Kg DQO, que es la carga orgánica máxima que se puede cargar a este reactor sin que haya acumulación de AGV. Una vez alcanzada esta cifra, se recirculó durante un día para obtener mayor eficiencia en el tratamiento, por otro lado, los sistemas biológicos son susceptibles a las condiciones ambientales, es por ello que necesitan un tiempo de adaptación o acondicionamiento al entorno en que se encuentran. Después de recircular por un día, comenzó a incrementarse el 5% de carga orgánica respecto del día anterior

La temperatura también es un parámetro clave para estimular su actividad y garantizar el éxito en el arranque. Para mantener el agua de entrada a una temperatura permisible, fue necesario que el agua recorriera una tubería que pasa por un horno, el cual se mantuvo caliente con leña, y/o cascarilla. Como la producción de gas fue baja en los días de arranque, la temperatura no sobrepasó los 29 °C, esta situación se mejoró a medida que aumentó la producción de metano, incluso a medida que entraron cargas orgánicas mayores, la temperatura del horno pudo mantenerse solo con el biogás producido en el reactor.

Para mantener un pH de entrada favorable fue necesario agregar al agua cruda Soda Cáustica (NaOH) en escama como alcalinizante. Al inicio, tuvo que agregarse NaOH con bastante frecuencia ya que el agua que se encontraba en la laguna y en el tanque de mezcla permaneció varios días almacenada, por lo que se acidificó.

## **DISCUSIÓN**

### **Arranque del reactor**

Del adecuado proceso de arranque, depende el éxito en la eficiencia de tratamiento del agua, es por ello que la fase de arranque debe considerarse como la más delicada. Todas las experiencias de arranque muestran una fase de arrastre de lodo importante y por tanto una disminución en la concentración de microorganismos (bacterias). Se menciona que el tiempo de duplicación más común de las bacterias metanogénicas acetoclásticas es de 7 días. Asumiendo condiciones óptimas para el arranque, y una retención completa de lodo, se requerirían 7 días para que la población metanogénica se duplique, igual tiempo que se requeriría para duplicar la capacidad de carga orgánica. Ya que las bacterias metanogénicas poseen un tiempo de duplicación tan largo, el éxito del primer arranque de cualquier tratamiento anaeróbico, depende de un crecimiento adecuado de las bacterias y de la retención del material celular metanogénico como lodo bacterial. (Wasser,1995).

El reactor fue arrancado en un período de tres días, a causa de este arranque tan rápido, podría suponerse mayor pérdida de lodo debido a que las bacterias no cumplieron su ciclo de duplicación. Además el hecho de que el mecanismo de agregación propuesto actualmente, supone que los primeros núcleos de agregación son los constituyentes pesados del inóculo sobre los cuales se van a adherir las bacterias, interfiriendo directamente en el funcionamiento del sistema ya que si se arranca de manera inadecuada, el reactor no trabaja bien (problema de lavado de lodos) (Wasser,1995). Esto explica las bajas concentraciones de materia orgánica presente en el reactor.

Para obtener mejores resultados y evitar problemas de floculación, el agua que ingresa a un reactor que operará por primera vez o que permaneció inactivo por algún tiempo, debe repartirse por los canales de distribución que llevan el agua hasta el interior del reactor, haciendo posible que al subir el nivel, esta agua atraviese la capa de bacterias que la descontaminan y que al hacerlo, producen gas metano, el cual es atrapado por las campanas que se encuentran en cada módulo. El agua no debe ingresar de arriba hacia abajo ya que puede causar dispersión del lodo.

Es por ello que la cantidad y la velocidad de entrada de agua al reactor son de suma importancia en la eficacia del sistema, condiciones que deben mantenerse durante todo el tratamiento.

En los días de arranque, la eficiencia de tratamiento fue de alrededor de un 70%, esto puede explicarse por el hecho que las bacterias necesitan un tiempo de estabilización y reanudar nuevamente su actividad, razón por la cual la cantidad de gas metano producido también fue baja.

### **DQO y DBO.**

En el cuadro 1, puede observarse que las concentraciones de DQO de entrada variaron desde 3 154 mg/L hasta 33 825 mg/L, estas variaciones se presentaron por la influencia que tuvo el vertido de los lixiviados en la laguna de homogeneización, las variaciones de DQO influyeron directamente en las cargas orgánicas que se introdujeron al reactor. Entre mayor sea la concentración de la DQO de entrada menor será el caudal que pueda ingresar al reactor. En cuanto a la DQO del efluente, la norma indica que no debe ser mayor de 1500 mg/L, solo en pocas ocasiones se incumplió con la norma, pero a pesar de ello, al determinar en el laboratorio el porcentaje de eficiencia del reactor resultó tener buena eficiencia de remoción. Por su parte, los análisis realizados en el laboratorio del ICAFE (cuadro 18), también revelaron que los porcentajes de eficiencia en términos de DQO se encontraban mayores al 95%, muy por encima del del 80% aceptado internacionalmente. (Cléves, 1995)

Uno de los factores que aumentaron la medición de DQO del efluente fue la salida de sólidos del reactor. Por ello se procedió a realizar algunas pruebas realizando DQO filtradas para obtener la DQO suspendida y conocer si realmente se presentó lavado de lodos.

El lavado de lodos puede confirmarse según los valores de la DQO suspendida, valores diferentes de cero, indican el lavado de lodo (Wasser, 1995). Por otro lado, mediante el cálculo de la ganancia o pérdida de lodo puede conocerse si existe lavado de lodo, al obtener valores mayores a 0.04. Como se aprecia en el cuadro 19, los valores tanto de la DQO suspendida como del cálculo de pérdida de lodos, indicaron que si se presentaba lavado de lodo en el reactor.

Por su parte, los análisis de DBO<sub>5</sub> (cuadro 18) revelaron que el reactor trabaja satisfactoriamente desde el punto de vista de degradación biológica de la materia, presentando valores inferiores de 1000 mg/L en el efluente, valor máximo permitido para el vertido de aguas residuales producto del beneficiado. De igual forma, al determinar la

eficiencia de remoción de materia orgánica en términos de  $\text{DBO}_5$ , pudo notarse porcentajes mayores al 95%.

## **pH**

El pH del afluente del reactor se procuró mantener siempre mayor a 6.6 (Cuadro 2) con el fin de evitar procesos de acidificación, ya que el grado de acidez es un factor determinante en la actividad de las bacterias metanogénicas. Del valor de pH depende también el favorecimiento de la acumulación de AGV en el reactor, si el proceso de metanogénesis se inhibe a causa de un mal control de pH y la posterior acidificación descontrolada del agua del reactor, se produce una disminución en la concentración de bicarbonatos disueltos y liberación de gas carbónico (Muñoz, 1993).

Los azúcares presentes en las mieles se transforman durante la fermentación, primero a alcohol etílico y luego a ácidos orgánicos. Provocando una disminución de pH de 6 a 4 (Cléves, 1995). Por este hecho, además del tiempo en que se deja acidificando el agua en la laguna de homogeneización puede explicarse que el agua de entrada cruda siempre se encontrara entre valores de 3.63 y 4.86, (Cuadro 5). Por esta razón fue necesario adicionar Soda Cáustica al agua para que se encontrara dentro del rango.

El pH óptimo del proceso anaerobio debe encontrarse en el rango entre 6.8-7.3, mientras que el permisible entre 6.3-7.5 (Wasser, 1996).

Uno de los efectos que pudo notarse una vez que se sacaron los lixiviados de la laguna de homogeneización, fue que mantener el pH de entrada en el rango de trabajo resultaba un poco mas fácil ya que una vez que era estabilizado se prolongaba por algunas horas su valor, incluso, algunos días no fue necesario agregar Soda Cáustica, ya que el pH se mantenía bien con sólo el agua de recirculación.

Respecto al pH del efluente, según la normativa, el limite permisible para el vertido de agua residual a los cuerpos receptores, (en este caso el río Colorado), debe encontrarse en el rango de 6-9, norma que fue cumplida sin ningún problema por el efluente del reactor. Un valor de pH de salida menor de 6.7, sugiere que existe sobrecarga del reactor, situación que no se presentó durante el transcurso de la evaluación.

Como se aprecia en el cuadro 2, la poca diferencia entre el pH de entrada y salida, indican un gran consumo de alcalinidad en el proceso, justificando de esta forma los valores inferiores a 2000 mg  $\text{CaCO}_3$ .

### **Perfiles de pH**

En cuanto al los perfiles de pH realizados en los módulos del reactor (cuadro 3), pudo evidenciarse que no existen diferencias relevantes a distintas profundidades o entre módulos, considerándose como un factor favorable para el sistema ya que no se están produciendo los denominados “cortos circuitos”. Los cortos circuitos son corrientes de agua de entrada que han sido distribuidas irregularmente por los tubos del reactor, o bien, que son desviados por desniveles en el lodo del fondo del reactor, y que por consiguiente no homogeneizan debidamente el agua contenida en los módulos del reactor. Al no existir cortos circuitos, indica que la carga hidráulica no esta sobrepasando las velocidades de flujo verticales.

### **Alcalinidad y AGV's.**

La capacidad de amortiguar la acidificación producida por los AGV, depende de la Alcalinidad, la alcalinidad se midió en meq/L y en mg de Carbonato de Calcio ( $\text{CaCO}_3$ ) (Cuadro 4). Para el buen funcionamiento de un reactor anaerobio, la concentración de alcalinidad debe encontrarse entre 2000-4000 mg  $\text{CaCO}_3$ , sin embargo la cantidad medida en el efluente del reactor, permanecieron siempre inferiores de 2000 mg  $\text{CaCO}_3$ , obteniéndose como máximo valor 1653 mg  $\text{CaCO}_3$ . A pesar de ello, en la práctica, la alcalinidad presente en el reactor fue suficiente para amortiguar la acidez de los AGV, que a su vez cabe resaltar, permanecieron la mayoría de las veces bajo el valor de 8 meq/L que puede causar toxicidad. Este comportamiento se debe al hecho de que al adicionar Soda Cáustica al agua cruda, ésta se alcaliniza, contribuyendo a menguar la acidez en el interior del reactor producida por los AGV. Se recomienda el uso de Soda Cáustica ( $\text{NaOH}$ ), en el reactor anaerobio o cualquier otro sistema anaerobio, ya que tiene la ventaja de disolverse con facilidad en el agua y no producir sedimentos. Otro dato importante, es el hecho que un valor alto de pH del efluente no signifique necesariamente una alcalinidad alta, o viceversa. Tampoco puede decirse que entre mas  $\text{NaOH}$  se adicione al agua, mayor será la alcalinidad (cuadro 5), ya que esta última es consumida por los AGV que se forman durante el proceso de digestión anaerobia, además, dependerá del tipo de agua que entre al reactor (lavado o despulpado) así como del tiempo en que permaneció acidificándose en la laguna de homogeneización.

Por otro lado, si se agregara mayor cantidad de soda cáustica en la pila de mezcla del reactor para aumentar la alcalinidad, puede sobrepasarse el rango de pH con el que se trabajó en el reactor de 6.6-7.2, de igual forma, si el pH en el reactor es muy alto, puede inhibirse el proceso de metanogénesis.

El parámetro de control que más relación tiene con la alcalinidad, son los AGV. Como se citó anteriormente, su valor muy pocas veces sobrepasó el límite máximo (8 meq/L) (Cuadro 4). Las ocasiones en que se sobrepasó este valor, fue necesario cerrar la llave de entrada de agua cruda y recircular el agua del reactor por al menos 3 horas, volver a medir los AGV y normalizar la entrada de agua una vez que decrecía su concentración. Pudo notarse una relación en la cual, los días en que los AGV resultaron altos, de igual forma, el valor de DQO del efluente fue alto (mayor a 1500 mg/L).

Los valores bajos en la concentración de AGV, las bajas cargas orgánicas de entrada, así como muy poco caudal, sugerían que la carga orgánica podría ser mayor, ya que, aunque el equilibrio del reactor es medido por un conjunto de variables, el valor de los AGV es una variable muy importante, incluso más importante que la DQO del efluente que resulta un poco mas controlable, en cambio, los AGV son una muestra mas significativa de las condiciones que se dan en el reactor y que influyen directamente en el comportamiento y buen funcionamiento del sistema. Esta afirmación se basa en lo siguiente: los AGV en un sistema anaerobio pueden encontrarse en dos formas, ionizada, o no ionizada. La forma no ionizada representa toxicidad para las bacterias metanogénicas, ya que, al acidificarse el agua en el interior de los módulos del reactor, puede darse la muerte de bacterias metanogénicas y la subsecuente inhibición de la producción de metano, en condiciones ácidas solo sobreviven las bacterias fermentativas, por ello, una disminución repentina en la producción de biogás, es una señal que los AGV en el reactor están altos.

La manera de controlar la concentración de AGV en el reactor se basa en no introducir una sobrecarga orgánica y en adicionar suficiente cantidad de base al agua de entrada para evitar que una acumulación de AGV cause la caída del pH. A un pH entre 7-8, el 99% de los AGV se encuentran en la forma ionizada o no tóxica. El pH del afluente se mantuvo entre 6.8-7.0, por lo que la ionización de los AGV puede estimarse en un 94%, denotando la importancia que tiene el pH de entrada respecto al control de los AGV.

## Temperatura

La temperatura en un digestor anaerobio afecta directamente el rendimiento del proceso. En un RAFA, el rango mesofílico es el mas usado. Este rango va desde 33-38<sup>0</sup>C, sin embargo, en la práctica , las temperaturas del agua de entrada se mantuvieron entre 30-33<sup>0</sup>C, resultando de igual forma eficientes en el tratamiento de las aguas residuales de café (Cuadro 6).

La temperatura óptima de entrada debe encontrarse en el rango mesofílico para asegurar una buena actividad metanogénica, a temperaturas menores de 16 <sup>0</sup>C no hay actividad (Wasser,1996) , y a temperaturas mayores de 42 <sup>0</sup>C puede producirse deterioro de las bacterias (Wasser,1995).

A pesar que una de las desventajas de los reactores anaerobios es precisamente el hecho de tener que calentar el agua de entrada, este inconveniente puede superarse fácilmente al utilizar el biogás producido en los hornos por donde pasan las tuberías de agua que va a calentarse. Es importante aclarar, que en caso de haber una gran producción de biogás, no se recomienda utilizarlo en los quemadores, ya que la temperatura del agua de entrada podría subir demasiado y causar deterioro del lodo bacterial. Por otro lado, si se está recirculando el agua dentro del reactor, no hay entrada de agua cruda y la temperatura se encuentra en el rango mesofílico, se dedujo que no es necesario seguir calentando el agua, ya que la temperatura se mantiene.

La mayor dificultad en cuanto al mantenimiento adecuado de la temperatura de entrada, se dio principalmente en los primeros días de arranque del reactor (Cuadro 6), ya que en estos días la producción de biogás fue poca, por lo que fue necesario calentar el agua de entrada atizando el horno con leña y cascarilla de café. Una vez que empezó a darse la producción de biogás, fue más fácil mantener la temperatura del afluente mayor a 30<sup>0</sup>C sin embargo, es posible que en horas de la madrugada, aunque la producción de biogás sea buena, sea necesario atizar con cascarilla el horno.

Otro de los aspectos importantes que deben manejarse en caso de que se use solo biogás en los quemadores, es que éste necesita oxígeno para su combustión, por lo que debe procurarse dejar una entrada de aire. Esta entrada dependerá del vigor de la llama y de la cantidad de gas que se esté quemando, de lo contrario, si la abertura es muy ancha y el



biogás no es suficiente como para hacer combustión con el oxígeno, la llama se apaga y si no es detectado a tiempo, la temperatura en el reactor disminuye.

La temperatura de salida cumplió con la normativa para el vertido y reuso de aguas residuales (debe ser menor a 40<sup>0</sup>C), el máximo valor presentado en el efluente del reactor fue de 31.9<sup>0</sup>C.

### **Sólidos Sedimentables y Sólidos Volátiles**

De los parámetros analizados pudo identificarse que el principal problema que posee el reactor es la salida de sólidos en el efluente (cuadro 7), ya que se sobrepasó el valor de 1ml/L establecido como norma para el vertido de aguas residuales. El problema resultó ser mayor a medida que empezó a introducirse mayor carga hidráulica. La salida de sólidos no pudo justificarse por el hecho de que el reactor no esta asimilando la carga, ya que la concentración de los AGV principalmente, aunado a los valores de otros parámetros físico químicos (DQO efluente, pH, Eficiencia de tratamiento), determinaban una buena eficiencia en la remoción de materia orgánica, así como en la operación del reactor. La prueba de velocidad de sedimentación del lodo (cuadro 16) indicó la presencia de dos tipos de lodo, el lodo del fondo del reactor con una velocidad de sedimentación entre 45-50 m/h superando los  $\frac{3}{4}$  del valor teórico de 60m/h, clasificándose como lodo granular (Cuadro 17). Este primer tipo de lodo es el que debe presentarse en el reactor ya que posee excelentes propiedades de sedimentación (Wasser,1995), evitando el problema de sólidos que son acarreados por el efluente. Para realizar la segunda prueba se tomó el lodo que flotaba en los módulos del reactor y que por lo tanto era arrastrado hasta la salida, según su velocidad de sedimentación (0.05-0.06 m/h) (Cuadro 16), se clasifica como lodo disperso (Cuadro 17). Este lodo presenta pobres propiedades de sedimentación debido a que no existe agregación entre las partículas del lodo (Wasser,1995). En este caso puede definirse este tipo de lodo como natas que se forman con gran frecuencia en los sistemas anaerobios. La presencia de natas se debe al hecho de que el lodo del reactor aún esta inmaduro.

En un RAFA, del contacto entre el agua y el lodo, depende la eficiencia del tratamiento, en este caso, al estar el lodo disperso, el contacto disminuye, por lo tanto cuando el lodo flota, significa que puede presentarse problemas relacionados con la depuración de las aguas. Una de las situaciones que pueden estar asociadas con esta

flotación, es que la presencia de lodo ligeramente filamentosos puede entrapar biogás (Moreira, 1989). En los días en que se presentó mayor salida de lodo, pudo notarse un incremento en la producción de gas metano, por lo que, según los encargados de la operación de los reactores de la zona, dicha situación es típica al presentarse este problema.

Por otro lado, los días en que se presentaron las mayores salidas de lodo, la apariencia del agua no era muy buena, presentaba un color café y poca sedimentación al formarse una especie de gránulos a lo largo del cono Inhoff. Esta agua cumple las características del agua de despulpado, ya que al despulpar entran en contacto con el agua sustancias muy contaminantes como taninos, cafeína y ácido cafeínico que causan una coloración oscura (Blanco y Perera, 1999).

Los análisis realizados en el ICAFE, revelaron que la concentración de sólidos volátiles (materia orgánica) en los módulos del reactor era baja (Cuadro 14), incluso menor al límite teórico inferior que sugiere que para un eficiente funcionamiento del reactor debe encontrarse entre 70-120 Kg SV/m<sup>3</sup>. (Wasser, 1995)

Esta baja concentración de materia orgánica puede deberse al hecho de que el reactor fue arrancado en forma prematura ya que solo se dieron tres días para la estabilización de la biomasa, la literatura argumenta que es necesario un período de tiempo de 5-7 días, incluso, para aguas residuales de café algunos conocedores de la materia argumentan que debería empezar a activarse la biomasa con un mes de anticipación al inicio de la cosecha, introduciendo al reactor pequeñas cantidades de agua con cargas orgánicas bajas.

Además, cabe mencionar que durante el primer mes que trabajó el reactor, existió una mezcla del agua de la laguna con los lixiviados procedentes de la broza del café. Los lixiviados poseen altas cargas orgánicas, provocando saturación del sistema de tratamiento, también interfieren con la actividad bacteriana porque los taninos y polifenoles segregados por la pulpa no son descompuestos por las bacterias. Esta baja afinidad de las bacterias por el sustrato, hacen que la velocidad de transporte del sustrato al interior de las bacterias disminuya, afectando de igual manera el metabolismo y crecimiento celular, haciendo aún mas prolongado el tiempo de duplicación bacteriana.

Tomando en cuenta que la fracción volátil indica la existencia de lodo de buena calidad encontrándose dentro del ámbito que indica buen funcionamiento del reactor (70%-

80%) (Wasser, 1996), esta cantidad no es lo suficientemente buena como para mantenerse en el reactor, ya que faltó un buen desarrollo de los primeros agregados bacteriales que funcionan como soporte para la nueva biomasa que se formará durante el proceso.

El lavado de lodos puede producirse por el crecimiento acelerado de bacterias filamentosas, las cuales se ven favorecidas al presentarse altas concentraciones de DQO, como por ejemplo las que se presentaron cuando los lixiviados eran vertidos a la laguna.

Si existe competencia por el sustrato entre bacterias filamentosas metanogénicas, y la carga orgánica es baja (menos de  $15 \text{ KgDQO}/\text{m}^3_{\text{reactor}}/\text{d}$ ), este fenómeno implica que no se dé paso a granulación alguna, a causa de un hinchamiento (bulking) anaerobio que provoca un arrastre completo de los microorganismos (Hulshoff, 1983). Como se observa en el cuadro 10, las cargas orgánicas volumétricas que entraron al reactor fueron discontinuas, mientras que el mayor incremento porcentual de carga fue de  $4.4 \text{ KgDQO}/\text{m}^3_{\text{reactor}}/\text{d}$ .

Por otra parte, el funcionamiento correcto de las mamparas es importante para evitar una desgasificación en el reactor que provoque la agitación brusca del lodo, su función está enfocada en evitar la pérdida de lodo y mejorar la sedimentación. Si las mamparas están muy cortas, el escape de burbujas de gas rompe los flóculos y produce el desplazamiento de lodos hasta la salida del reactor. Este puede ser el principal factor que explique el por qué se produce tal lavado de lodos, y que a su vez no está relacionado con los parámetros de operación. Sin embargo, no pudo determinarse que esa fuera la causa del problema ya que los planos del diseño del reactor no tenían medidas.

Otro aspecto que debe tomarse en cuenta es que la recirculación en exceso puede causar la salida de lodo ya que el tiempo de retención de la biomasa es tan alto que el volumen de lodo puede sobrepasar la altura de las mamparas, provocando la pérdida del mismo. En el reactor no existía algún mecanismo que permitiera medir el volumen de agua que se recirculaba, por lo tanto no pudo asegurarse que este fuera un factor adicional que contribuyera al lavado de lodos.

### **Carga Orgánica y Carga Hidráulica.**

Una vez que un reactor fue arrancado, se procedió a hacer un incremento diario del 5% de la Carga Orgánica. Como se muestra en el cuadro 10, las cargas orgánicas que se metieron al reactor no superaron los  $4.4 \text{ kgDQO}/\text{m}^3_{\text{reactor}}/\text{d}$ , de acuerdo con los parámetros

de diseño del RAFA, tiene la capacidad de soportar cargas entre 10 y 50 kgDQO/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>/d (Wasser,1995). En el cuadro 10, se evidencia claramente la baja concentración de carga orgánica con la que trabajó el reactor, incluso, los incrementos diarios del 5% no se realizaron ininterrumpidamente ya que se efectuaron modificaciones en el tanque de mezcla, así como en algunas de las tuberías que llevan agua al reactor por lo que la concentración de DQO del agua que entraba al reactor era muy variable, además se presentó el rompimiento de una de las tuberías del reactor que produjo gran pérdida de lodo, siendo necesario “arrancar” nuevamente el reactor y disminuir la carga orgánica que se venía introduciendo días atrás. Como se citó anteriormente, la baja concentración de AGV en el reactor podía dar paso a un incremento porcentual mayor al 5%. Por ello, se decidió incrementar la carga orgánica hasta en un 12% diario, acción que no representó problema alguno en el reactor.

Una vez que se aumentó la carga orgánica diaria, también se incrementó la carga hidráulica, ya que una de las principales razones por la que no se podía incrementar la carga hidráulica lo constituyó el hecho que la caída de lixiviados al agua de la laguna, aumentaba la DQO del afluente. En el cuadro 1, los valores mas altos de DQO de afluente correspondieron a tres razones principalmente: a) los días en que los lixiviados eran vertidos a la laguna de homogeneización, b) el agua entraba al reactor directamente del beneficio sin acidificarse en la laguna, y c) cuando se vació el tanque de mezcla con el fin de purgar los sólidos que estaban en su interior.

Al verter los lixiviados fuera de la laguna de homogeneización, las concentraciones de DQO del afluente disminuyeron de 34 738 mg/L DQO como valor máximo, hasta mantenerse en concentraciones entre 20 000 a 26 000 mg/L DQO con un mínimo de 17 138 mg/L DQO. Aumentando la carga orgánica y la carga hidráulica que entró al reactor. A pesar de la ventaja que significó quitar los lixiviados de la laguna, al incrementar el caudal de entrada a un volumen mayor de 12 m<sup>3</sup>/h, se presentó mayor lavado del lodo, aumentando la cantidad de Sólidos Sedimentables del efluente.

Por otro lado, al presentarse bajas cargas hidráulicas se presentaban también tiempos de retención hidráulicos muy altos, ya que el reactor tiene una capacidad de 1 500 m<sup>3</sup> al día y el caudal máximo que entró al reactor durante el período de la evaluación fue de

320 m<sup>3</sup>/d, lo que significa una carga hidráulica de 0.21 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub> d y un tiempo de retención hidráulica de 4.7 días (Ver cuadro 8).

Aunque se manejaron tiempos de retención altos, y una carga hidráulica baja, se presentó lavado de lodo, lo que corrobora la existencia de un problema de sedimentación en el reactor. Los altos tiempos de retención podrían justificarse tomando en cuenta que el tiempo de duplicación de las bacterias metanogénicas es muy bajo y que esta baja tasa de crecimiento implica que en reactores sin retención celular, no puedan aplicarse tiempos de retención hidráulicos inferiores de 2-10 días. (Wasser,1995).

Otra de los aspectos mas importantes que pueden destacarse en relación con las cargas hidráulicas y volumétricas, son los altos porcentajes de eficiencia que mostró el reactor, ya que no cumplió con su capacidad orgánica máxima (10-50 kgDQO/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>/d ) ni tampoco una carga hidráulica razonable (0.5- 1m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>). (Wasser, 1996)

### **Velocidad de Flujo Vertical.**

La velocidad de flujo vertical es importante ya que mediante este parámetro puede determinarse si la carga hidráulica esta produciendo lavado de lodos en el reactor. Para un RAFA que posea lodo granular, el intervalo recomendado es de 1.25 a 3 m/h, mientras que para el caso de un RAFA que posea lodo flocular, su valor máximo es de 0.75 m/h (Wasser, 1995). Los valores presentados en el reactor (Cuadro 9) fueron inferiores a estos dos valores citados anteriormente, como valor máximo se obtuvo 0.05 m/h, estando por debajo de los límites establecidos. Según este valor, la carga hidráulica que ingresaba al reactor no provoca ningún arrastre de lodo ya que el agua entraba muy lenta, sin embargo se presentó, corroborando el hecho de que el lavado de lodos se debe a problemas de sedimentación en los módulos del reactor.

### **Prueba de Actividad Metanogénica**

La prueba de actividad metanogénica se realizó con la finalidad de determinar la cantidad de gas que podía producir el lodo del reactor en condiciones óptimas, esto es, una concentración óptima de lodo, de sustrato y nutrientes (Wasser,1996). La actividad metanogénica para el lodo granular en un RAFA debe encontrarse entre 0.5-1.5 Kg DQO/KgSSV.d (Wasser,1996). La actividad metanogénica del reactor fue de 0.003 Kg DQO/KgSSV.d, resultando bastante baja, incluso, este valor se sitúa dentro del rango establecido para un lodo proveniente de estiércol porcino fresco (Wasser, 1996). El hecho de obtener una actividad metanogénica tan baja se debió a que la concentración de  $\text{Kg SV/m}^3$  en el reactor, resultó inferior al límite mínimo de  $70 \text{ Kg SV/ m}^3$  requerido para el buen funcionamiento del reactor, por otro lado, el lodo aún estaba inmaduro a la fecha del montaje de la prueba.

### **Factores que contribuyeron al buen funcionamiento del sistema.**

- Operar el reactor con temperaturas mayores a los  $30^0\text{C}$ .
- Adición de NaOH para alcalinizar el agua.
- Trabajar pH en valores donde los AGV se encuentran ionizados o no tóxicos.
- Bajas cargas orgánicas e Hidráulicas.
- Separar los lixiviados del agua de la laguna de homogeneización

### **Alternativas para el tratamiento de los lixiviados.**

Los lixiviados son líquidos provenientes de la degradación de la materia orgánica (broza del café). Su aspecto es de color café oscuro, de olor fuerte y en las zonas en donde se acumula, presenta una capa superficial de varios centímetros de grosor.

Durante el desarrollo del proyecto, una vez que los lixiviados se sacaron de la laguna de homogeneización, fueron depositados en un hueco de tierra al que se denominó laguna 2. De esta laguna, los lixiviados se bombearon hasta la finca donde se sitúa la broza para irrigarla, el calor latente que posee la broza, hace que el lixiviado se evapore y que sólo un pequeño volumen tenga contacto con el suelo.

Otros países han implementado distintos tratamientos para los lixiviados de residuos urbanos que presentan, al igual que los lixiviados de la broza, cargas orgánicas muy altas.

Entre estas alternativas se encuentran: *La precipitación química* que consiste en agregar agentes coagulantes y floculantes como cal, alúmina, cloruros, etc., para potenciar la decantación de los sólidos en suspensión. Se consigue reducir la DQO en un 40% como máximo, los sólidos en suspensión y el color.

*La oxidación química* que consiste en añadir agentes oxidantes para degradar los compuestos orgánicos presentes en el lixiviado. Con este sistema pueden alcanzarse rendimientos de reducción de la DQO de hasta el 50%.

*La adsorción a través de un filtro de carbón activo*, la cual consiste en filtrar el líquido a través de un lecho de este material, en este lecho se retienen las sustancias contaminantes. El grado de depuración es muy bueno, hasta el 80%, pero es un sistema costoso.

Por último se hace referencia a la *ósmosis inversa*, que consiste en filtrar el líquido a través de membranas bajo el efecto de diferencia de presiones. Este tratamiento se emplea como paso secundario de proceso combinado, normalmente biológico y físico-químico.

Debe considerarse como un aspecto importante del procedimiento que vaya a utilizarse, que para ello es necesario analizar desde el punto de vista ambiental y productivo

En resumen, el tratamiento de los lixiviados, debe considerarse como un aspecto más de la gestión ambiental, para lo cual, deben analizarse los aspectos medioambientales, productivos, económicos, etc, para conseguir el mejor tratamiento posible.

## CONCLUSIONES

- El tiempo de arranque del reactor se realizó en muy corto tiempo (3 días), causando que el lodo no alcanzara una concentración ni calidad necesaria para evitar la pérdida de lodos.
- El reactor debe estar listo y estabilizado para favorecer el arranque biológico y lograr una buena remoción de DQO.
- La baja carga hidráulica y los altos tiempos de retención hidráulica, sugieren que no debería haber salida de lodo, sin embargo lo hay, indicando que en el reactor existe un problema de sedimentación que provoca la pérdida de lodo.
- Las pruebas de DQO suspendida indicaron el lavado de lodo, corroborando el hecho de que existe algún problema de sedimentación en el RAFA.
- Las alternativas para el tratamiento de los lixiviados, aunque representan muy buenos porcentajes de depuración, no son recomendadas para el tratamiento del agua proveniente del beneficiado ya que resultan muy costosas.
- Las cantidades de NaOH añadidas al agua cruda fueron suficientes para amortiguar el pH y mantener los AGV en valores menores a 8 meq/L.
- A pesar de la baja concentración de mg de  $\text{CaCO}_3$  en el efluente del reactor, la Alcalinidad fue mantenida de forma satisfactoria debido a la adición de Soda Cáustica.
- No puede sacarse una relación entre la Alcalinidad del agua y el gasto de NaOH, tampoco puede concluirse que mientras más ácida está el agua que ingresa al reactor, mayor será el gasto de NaOH.
- El reactor presentó altos porcentajes de eficiencia (mayores al 95%) tanto en términos de DQO como de  $\text{DBO}_5$ .











- Los altos porcentajes de eficiencia que presentó el reactor pueden deberse a que recibió cargas orgánicas e hidráulicas muy bajas de acuerdo con su diseño, por lo que puede concluirse que el reactor no trabajó su máxima capacidad.
- Durante el período de estudio el reactor no soportó caudales mayores a  $12 \text{ m}^3/\text{h}$ , se producía lavado de lodos. Razón por la cual, no se pudo aumentar la carga orgánica a tratar.
- La cantidad de sólidos volátiles en el lodo del reactor esta muy por debajo del valor requerido para el buen funcionamiento del RAFA (menos de  $70 \text{ Kg SV/m}^3$ ).
- El reactor cumple con la mayoría de los parámetros físico químicos normados en la legislación nacional (DQO, DBO, AGV, Temperatura y pH), excepto en la cantidad de sólidos sedimentables del efluente.
- Los principales factores que favorecieron a mejorar el funcionamiento del RAFA fueron: las temperaturas de entrada mayores a  $30^\circ\text{C}$ , el control de pH de entrada, y evitar la entrada de los lixiviados a la laguna.






## RECOMENDACIONES

1. Utilizar la laguna como un sistema en serie, en donde el agua que viene del beneficio pase primero por el tamiz, luego sea depositada en la laguna para que con tiempo de retención, el proceso de hidrólisis se complete y contribuya a disminuir la carga orgánica del agua, esto contribuiría a aumentar la carga hidráulica que entra al reactor.
2. Llenar el tanque de mezcla siempre con agua que haya estado acidificándose en la laguna, el agua que proviene del sedimentador o del beneficio posee cargas orgánicas muy altas que dificultan el trabajo de las bacterias en el reactor.
3. Instalar otro tamiz para tamizar el agua que pasa de la laguna al tanque de mezcla ya que cuando entra agua del beneficio a la laguna, y al mismo tiempo se esta llenando el tanque con agua que fue vertida anteriormente, se produce un rebalse en el tamiz que mezcla aguas con cargas orgánicas muy altas con el agua que ya ha sido acidificada en la laguna, produciendo variaciones en la carga orgánica que entra al reactor.
4. Para mejorar la sedimentación del lodo bacterial en el reactor, puede agregarse en su interior soportes triturados como por ejemplo láminas corrugadas, cartón corrugado o rejillas que permitan la floculación entre bacterias, y al mismo tiempo evitan el levantamiento del lodo.
5. En la salida del efluente puede colocarse una canoa ancha con una serie de placas o laminillas que cumplan el papel de que contribuyan a disminuir la salida de sólidos en el efluente. Otra opción sería construir una laguna de pulido.
6. Al final de la cosecha, convendría realizar una prueba con trazadores para determinar el tiempo de retención hidráulica que se esta manejando en el reactor.
7. Se debe realizar un estudio microscópico del lodo lavado para establecer si esta predominando la proliferación de bacterias filamentosas, así como para determinar su estabilidad
8. Resultaría conveniente realizar un estudio de suelo para determinar si los lixiviados se están filtrando en el suelo de la finca donde se ubica la broza.
9. Realizar una prueba de actividad metanogénica cuando el arranque del reactor se haya hecho con el tiempo estipulado en la memoria de cálculo, o bien con el lodo que se encuentra en el reactor durante las semanas de mayor producción de café.

- 10.** Para el diseño de futuros reactores, sería interesante hacer un estudio en el cual se pueda modificar la distribución de los tubos de distribución del afluente, ya que en caso de suceder un accidente o falle alguna tubería, pueda purgarse únicamente el módulo que sufrió el daño, y no tener que proceder a vaciar todo el reactor.
- 11.** Revisar los planos del diseño del reactor, vaciar el reactor y corroborar las dimensiones.
- 12.** Arrancar el reactor con mayor anticipación, mínimo tres meses antes para evitar natas.
- 13.** Alimentar los microorganismos del lodo con pequeñas cargas orgánicas durante el invierno.
- 14.** Realizar un perfil de lodos para determinar el tipo de lodo que se encuentra a diferentes alturas del reactor.
- 15.** Asegurarse que el nivel del agua de la laguna no baje de la mitad para garantizar acidificación del agua.

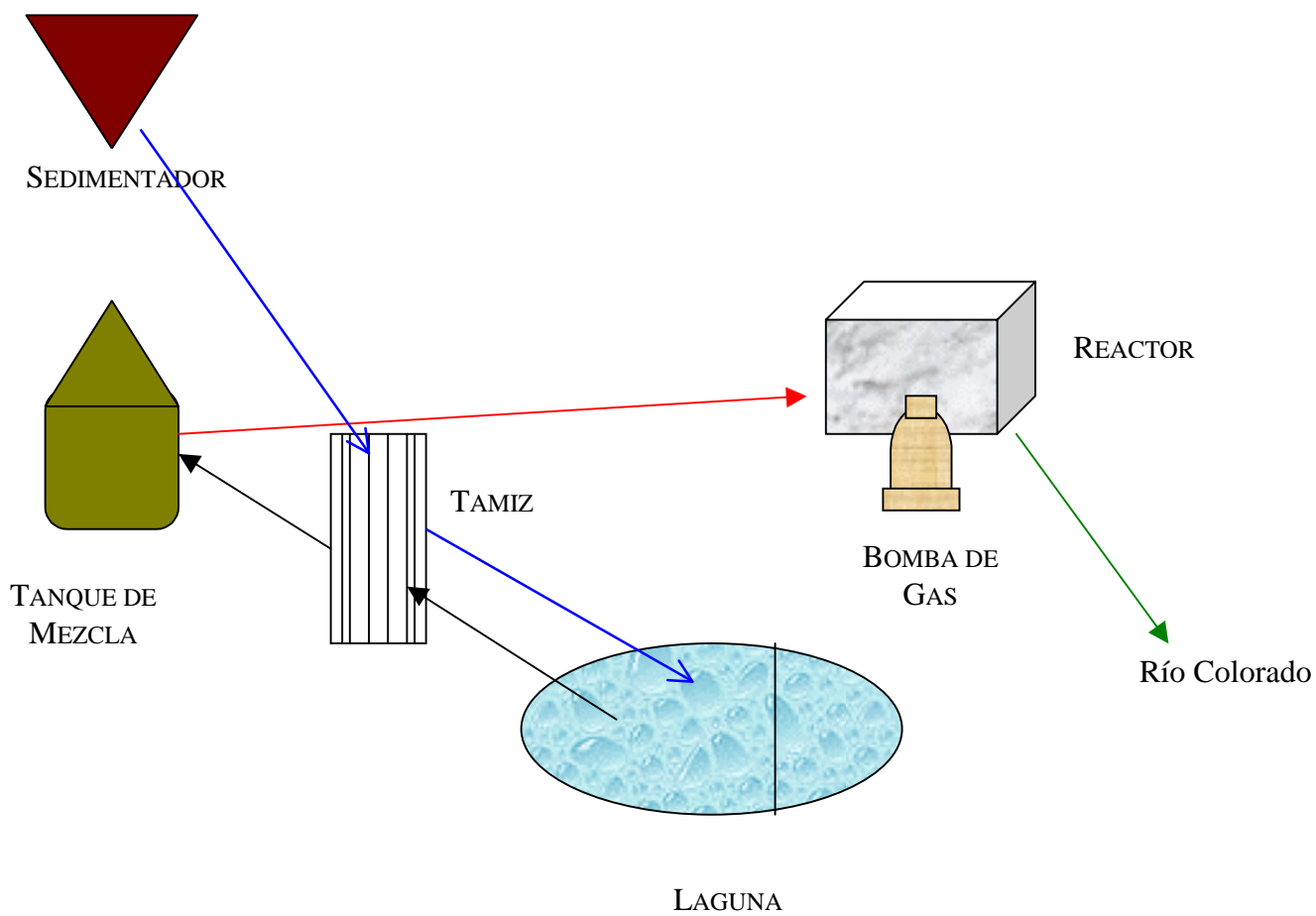
## BIBLIOGRAFÍA

-  Alvarado, M y Rojas, G. 1998. **El cultivo y Beneficiado del Café**. EUNED. San José Costa Rica. Pp 109-153.
-  Blanco, J y Perera, C. 1999. **Dilemas de la reconversión del beneficiado de café en Centroamérica**. BUN-CA. San José, Costa Rica. P 29-39.
-  Cléves, R. 1995. **Tecnología en Beneficiado de Café**. Tecnicafé. San José, Costa Rica. 201p
-  Deloya, A. 1989. **Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales del Instituto Tecnológico de Costa Rica**. Costa Rica. 40p
-  Hulshoff, P et al: Wat. Sci. **Technology**, 15.291-304 (1983)
-  Minae, 1997. **Reglamento para verter y reusar aguas residuales**, Decreto N°260-S-MINAE. Diario Oficial La Gaceta, 19 de junio.
-  Morales, A. 1979. **Caracterización de Aguas Residuales del Beneficiado de Café**. CICAPE.
-  Moreira, F. 1989. **Evaluación de la eficiencia de una planta piloto de tratamiento de aguas residuales servidas con un RAFA y un Filtro Percolador**. Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala. 33p

-  Muñoz, J. 1993. **Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Agroindustriales: Parámetros de Operación, diseño y control. En: Tratamiento de Aguas Residuales, basuras y escombros en el Ámbito Rural.** Serie Técnica. Editorial Agrícola Española, S.A. Madrid, España. Pp 215-254.
-  Repetto, G y Rodezno, P. 1991. **Apuntes sobre las aguas negras.** 2da edición. San Salvador, El Salvador. Pp 20-37
-  Vázquez, R. 1997. **Descontaminación de las aguas residuales en el beneficiado del café en Costa Rica.** ICAFE. San José, Costa Rica, 26p.
-  Wasser, R. 1995, Instituto del Café de Costa Rica. 1995. **Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales de Café. Diseño de sistemas.** ICAFE. Heredia, Costa Rica. 57p
-  Wasser, R.1996. **Planta de Tratamiento de aguas residuales de café. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente. Manual de laboratorio Coopronaranjo R.L.** 106p

# *ANEXOS*

**Anexo 1. Esquema del recorrido del agua antes de entrar al reactor.**



## Anexo 2

### Parámetros de análisis obligatorio y valores límites permitidos para el vertido de aguas residuales de café.

Parámetro	Valor límite
DBO <sub>5</sub> <sup>20</sup>	1 000 mg/L
DQO	1 500 mg/L
PH	5 a 9
Sólidos sedimentables	1 mL/L
Temperatura	$15\text{ }^{\circ}\text{C} \leq T \leq 40\text{ }^{\circ}\text{C}$

## Anexo 3.

### Técnicas de análisis.

#### DQO:

Se realizó mediante el método colorimétrico. Pasos:

1. En un vial, se colocaron 3 ml de Dicromato de Potasio con una punta de Sulfato de Plata.
2. Se agregaron 0.5 ml de muestra para el caso del efluente y 0.5 ml de muestra diluida 11 veces en caso del agua del afluente.
3. Se calentó en un termoreactor por 120 minutos.
4. Se dejó enfriar hasta alcanzar una temperatura permisible al tacto.
5. Se realizó la medición en el colorímetro, colocando primero un blanco de dicromato de potasio sin muestra y posteriormente la muestra digerida.

#### ALCALINIDAD

1. Se tomaron 25 ml del efluente del reactor, y se midió el pH.
2. Se anotó el volumen de HCl presente en la bureta ( $V_i$ )
3. Se tituló con HCl 0.1008 N hasta alcanzar un pH de 3.
4. Se anotó el volumen de HCl necesario para alcanzar ese pH ( $V_f$ ).
5. Se hace la resta de  $V_f - V_i = V_c$ .



6. Se multiplicó el  $V_c \cdot \text{Normalidad del ácido} \cdot 40 = \text{meq/L}$

### **ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV).**

1. Una vez que se calcula la alcalinidad, se tomó esa misma muestra y se calentó en una plantilla de gas hasta ebullición.
2. Se dejó enfriar.
3. Se anotó el volumen de NaOH contenido en la bureta. ( $V_i$ )
4. Se tituló la muestra con NaOH 0.1058N hasta alcanzar un pH de 7.
5. Se anotó el volumen de NaOH necesario para alcanzar ese pH ( $V_f$ ).
6. Se hace la resta de  $V_f - V_i = V_c$ .
7. Se multiplicó el  $V_c \cdot \text{Normalidad de la base} \cdot 40 = \text{meq/L}$

NOTA: Para calcular la Alcalinidad en mg  $\text{CaCO}_3$ , se utilizó la siguiente fórmula:

Volumen consumido de HCl \* Normalidad del ácido \* 2000 = mg  $\text{CaCO}_3$

### **Fórmulas Para Calcular los Valores de Algunos Parámetros:**

% Eficiencia =  $(1 - \text{DQO}_e / \text{DQO}_a) \cdot 100$ .

Carga Eficiente (CE) = % Eficiencia \* Carga Orgánica Volumétrica

Concentración de DQO = Medición del colorímetro \* Factor dilución = mg/L

Carga Hidráulica =  $\frac{\text{m}^3 \text{ agua residual (Q)}}{\text{m}^3_{\text{ reactor}}}$

Tiempo de Retención Hidráulica =  $\frac{\text{m}^3_{\text{ reactor}}}{Q}$

Velocidad de Flujo Superficial =  $Q / \text{Área reactor} \cdot \text{horas laboradas}$ .

$\text{DQO}_{ss} = \text{DQO}_t - \text{DQO}_f$

$Q = 0.0138 \cdot h^{5/2}$ .